

Erstellung eines Modells der Verbrennung von Abfall auf Rostsystemen unter besonderer Berücksichtigung der Vermischung - ein Beitrag zur Simulation von Abfallverbrennungsanlagen

Zur Erlangung des akademischen Grades eines Doktor-Ingenieurs
von der Fakultät für Ingenieurwissenschaften,
Maschinenwesen, Campus Essen,
der Universität Duisburg-Essen genehmigte
Dissertation

von
Dipl.-Ing. Dipl.-Wirt.-Ing. Christian Wolf
aus Mülheim an der Ruhr

Tag der mündlichen Prüfung: 11. März 2005

1. Gutachter: Professor Dr.-Ing. habil. K. Görner
2. Gutachter: Professor Dr.-Ing. I. Romey

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Angestellter am heutigen Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Energie- und Sicherheitstechnik UMSICHT in Oberhausen.

Mein erster Dank gilt daher den Leitern des Instituts, namentlich Professor Dr.-Ing. P.-M. Weinspach, Professor Dr.-Ing. H. Fahlenkamp und Professor Dr. rer. nat. R. Kümmel, für die großzügig gewährte wissenschaftliche Betätigungsfreiheit und Unterstützung.

Herrn Professor Dr.-Ing. K. Görner, Inhaber des Lehrstuhls für Umweltverfahrenstechnik und Anlagentechnik (LUAT) der Universität Duisburg-Essen, möchte ich herzlich danken für die Bereitschaft, diese Arbeit zu betreuen, und für die vielfach gegebenen wertvollen Hinweise und Anmerkungen, die zum Gelingen der Arbeit wesentlich beigetragen haben.

Herrn Professor Dr.-Ing. I. Romey, Leiter des Fachgebiets Technik der Energieversorgung und Energieanlagen (TEE) der Universität Duisburg-Essen, danke ich herzlich für die bereitwillige Übernahme des Korreferats.

Danken möchte ich auch Herrn Dr.-Ing. R. Beckmann für die Unterstützung bei der Entwicklung der Idee sowie Herrn Dr. rer. nat. K. Keldenich, Herrn Dr.-Ing. B. Dietz und Herrn Dr.-Ing. A. Loewen für ihr Interesse an der Arbeit und die damit verbundenen Hilfe.

Nicht zuletzt möchte ich auch Herrn Dr.-Ing. S. Kabasci, Herrn Dr.-Ing. R. Koralewska und Frau S. Piel danken, die grundlegend dazu beigetragen haben, diese Arbeit inhaltlich und formal weitgehend fehlerfrei zu gestalten.

Meinen Diplom- und Studienarbeiter und allen weiteren Kollegen und Freunden, die mich mit zahlreichen Ideen und Hinweisen auf dem Weg unterstützt haben, gilt ebenso mein herzlicher Dank.

Zu guter Letzt danke ich meiner Frau Margit, meinen Eltern und natürlich auch meinen Kindern Linus und Finn, die mir alle immer den Rücken freigehalten haben und denen ich diese Arbeit daher widme.

Kurzfassung

Bei der Projektierung und der Optimierung von Abfallverbrennungsanlagen mit Rostsystemen nimmt der Einsatz von computerunterstützten Methoden zu. Dabei erreicht die Simulation der Strömungszustände (CFD-Modellierung; Computational Fluid Dynamics) aktuell einen besonderen Stellenwert, da viele Betriebsprobleme eng mit Strömungsphänomenen verwoben sind. Der Vorgabe von hinreichend genauen brennbettseitigen Randbedingungen zur Parametrierung der CFD-Modelle kommt dabei eine große Bedeutung zu, um eine Übertragbarkeit der Ergebnisse in die Praxis zu gewährleisten. Dafür bereits bestehende Modelle zur Erzeugung dieser Randbedingungen weisen aber vielfach Vereinfachungen auf.

Als Ergebnis der vorgelegten Arbeit ist eine Modellvorstellung formuliert und validiert worden, die in der Lage ist, auf Basis der aktuell verfügbaren Erkenntnisse sowie Möglichkeiten und in Verbindung mit einer Strömungssimulation, zu belastbaren Ergebnissen mit hoher Praxisrelevanz zu gelangen. Die Modellvorstellung berücksichtigt basierend auf einer Systemanalyse die wesentlichen Einflussfaktoren, wobei die Faktoren Vermischungsleistung und Transportverhalten aus technischer Sicht als am Bedeutendsten identifiziert worden sind.

Die erarbeitete Modellvorstellung erweitert nun die bekannten Modellansätze dahingehend, dass die charakteristischen Merkmale der Abfallverbrennung wie beispielsweise die geometrischen Verhältnisse der Brennkammer Berücksichtigung finden. Ergänzend dazu wird eine dreidimensionale Abbildung eingeführt, um auch in der Rosttiefe (bzw. -breite) Temperatur- und Konzentrationsprofile nachbilden und realisieren zu können. Die Überprüfung der Verfügbarkeit von notwendigen Parametern ergab dabei, dass es zahlreiche zu nutzende (teilweise empirische) Teilmodelle gibt, die einbezogen werden können.

Die Implementierung der Modellvorstellung in eine Entwicklungs- und Lösungsumgebung wurde in Microsoft® EXCEL® vorgenommen. Damit wird die Anforderung erfüllt, dass das Modell transparent ein- und übersehbar ist. Zudem verfügt das Programm über unterstützende Ressourcen, die eine Programmierung und Lösung der Modellgleichungen erleichtern. Ergänzend wird auch die Visualisierung der Ergebnisse erleichtert. Die Verknüpfung der Modellvorstellung mit einem CFD-Modell findet dabei über einen zeitlich versetzten Austausch von benötigten Parametern statt, bei dem die jeweiligen Modelle ohne kontinuierliche Verknüpfung berechnet werden.

Eine abschließende Parameterstudie wichtiger Designelemente von Abfallverbrennungsanlagen (Rostart, Feuerraumgestaltung, Luftüberschuss) zeigt deutliche, prozessbedingte Unterschiede auf, die in der jeweiligen Ausgestaltung begründet liegen. Die Modellvorstellung prognostiziert zwar ähnliche Ergebnisse bezogen beispielsweise auf die Rostaschequalität, doch der (Prozess-)Weg dahin weist gravierende Unterschiede (beispielsweise Temperatur- und Gasspeziesfreisetzungssprofil) auf. Diese Feinheiten können für weitergehende Designansätze zur Verbesserung des allgemeinen Betriebsverhaltens genutzt werden.

Inhaltsverzeichnis

1.	Einleitung	1
2.	Aufgabenstellung	4
3.	Systemanalyse Thermische Abfallbehandlung	6
3.1	Brennstoff Abfall	6
3.1.1	Stoffliche Zusammensetzung von Abfall	6
3.1.2	Physikalische Eigenschaften von Abfall	7
3.1.3	Chemische Eigenschaften von Abfall	8
3.2	Aufbau einer thermischen Abfallbehandlungsanlage	13
3.2.1	Rostsysteme	14
3.2.2	Feuerraumgeometrie	18
3.2.3	Luftzufuhr bei der Verbrennung	19
3.2.4	Prozessschritte bei der Verbrennung	21
3.2.4.1	Trocknung	22
3.2.4.2	Entgasung, Pyrolyse	22
3.2.4.3	Vergasung, Verbrennung	23
3.2.4.4	Homogene Gasphasenreaktion	24
3.2.5	Fazit	25
3.3	Wesentliche Einflussgrößen der Abfallverbrennung	26
3.4	Pflichtenheft für die Modellierung	27
4.	Erkenntnisstand und Entwicklungstendenzen im Bereich Strömungssimulation und Brennbettmodellierung	29
4.1	Simulationstechniken zur Strömungsvisualisierung	29
4.2	Entwicklung von CFD zum Ingenieurwerkzeug	31
4.2.1	Theorie der Strömungssimulation mittels CFD	31
4.2.2	Anwendung von CFD bei thermischen Abfallbehandlungsanlagen	33
4.3	Brennbettmodelle für die thermische Abfallbehandlung	38
4.3.1	Vorstellung der untersuchten Modelle	38
4.3.2	Zusammenfassung und Einordnung in die Kategorien des Pflichtenhefts	48
4.3.3	Bewertung	52
5.	Modellkonzipierung	55
5.1	Grundlagen der Modellierung von Verbrennungsreaktionen	55

5.2	Eingrenzung und Präzisierung des Modellierungsgegenstands.....	56
5.3	Lastenheft für die Modellierung.....	58
5.4	Erweiterte Modellierung auf der Basis einer Rührkesselkaskade.....	59
5.4.1	Ableitung der Modellierungsstrategie.....	59
5.4.2	Strömungsmodellierung.....	60
5.4.3	Reaktormodellierung.....	61
5.4.3.1	Theorie der Reaktormodellierung in der technischen Chemie.....	62
5.4.3.2	Umsetzung.....	64
5.4.3.3	Ableitung der Verweilzeit.....	68
5.4.4	Brennstoff-/Partikelmodellierung.....	70
5.4.4.1	Brennstoffmodell.....	70
5.4.4.2	Theorie der Partikelmodelle.....	71
5.4.4.3	Umsetzung.....	72
5.4.5	Wärmetransportmodellierung.....	74
5.4.5.1	Umsetzung.....	74
5.4.6	Reaktionsmodellierung.....	77
5.4.6.1	Theorie des Stofftransports durch Stoffübergang und Diffusion.....	78
5.4.6.2	Theorie der chemischen Reaktionskinetik.....	79
5.4.6.3	Umsetzung.....	80
5.5	Anforderungen an das Modell und typische Lösungsvorschläge.....	85
6.	Ermittlung von Modellparametern, Implementierung und Validierung.....	87
6.1	Ermittlung von Modellparametern.....	87
6.1.1	Reaktormodell.....	88
6.1.2	Reaktionsmodell.....	88
6.1.3	Wärmetransportmodell.....	89
6.1.4	Brennstoff-/Partikelmodell.....	93
6.1.5	Sonstige Anpassungsparameter.....	94
6.1.5.1	Sensitivitätsanalyse.....	94
6.2	Implementierung.....	96
6.2.1	Wahl der Implementierungsumgebung.....	96
6.2.2	Festlegung zur Diskretisierung.....	96
6.2.3	Modelleigenschaften und Iteration.....	97

6.3	Validierung.....	98
6.3.1	Anbindung des Modells an eine CFD-Simulation.....	99
6.3.2	Quantitative Überprüfung der Oberflächentemperatur des Brennbetts.....	101
6.3.3	Qualitativer Vergleich mit typischen Beobachtungen in anderen Anlagen.....	103
6.3.4	Qualitativer Vergleich mit charakteristischen Phänomenen.....	104
6.3.5	Verweilzeit.....	106
7.	Vorstellung und Diskussion von ausgewählten Modellergebnissen.....	108
7.1	Zusammenfassende Bewertung der Validierung.....	108
7.2	Basisdaten der modellierten Anlagen.....	109
7.3	Ergebnisse und globale Diskussion der Modellrechnungen.....	110
7.4	Detaillierte Diskussion der Modellrechnungen.....	116
8.	Zusammenfassung.....	143
9.	Formel- und Abkürzungsverzeichnis.....	146
10.	Literaturverzeichnis.....	150

1 Einleitung

Die großtechnische Verbrennung von Abfall wird seit mehr als einhundert Jahren praktiziert. Die erste Anlage entstand 1896 in England. Die zunehmende Industrialisierung und das wachsende Hygienebedürfnis führten dazu, dass Kommunen den Abfall ihrer Bürger einsammelten und zentral in einer technischen Anlage verbrannten. Die anfallende Asche ließ sich anschließend entweder relativ sicher ablagern oder auch als baulicher Zuschlagstoff weinternutzen.

Seitdem sind zahlreiche Neuerungen eingeführt worden, die sowohl den Prozess an sich als auch die umgebende Peripherie wie beispielsweise die Nutzung der anfallenden Wärme betreffen. So sind nicht zuletzt durch die steigenden gesetzlichen Anforderungen umfangreiche Maßnahmen insbesondere bei der Behandlung der anfallenden Abgase umgesetzt worden. Der heutige Stand der Technik hat zu einem teuren, aber letztlich auch weitgehend akzeptierten Baustein der aktuellen Abfallwirtschaft weltweit geführt. Aktuelle Konzepte versuchen über die Standardisierung von Baukomponenten und eine Vereinfachung der Rauchgasreinigung zu günstigeren Varianten zu kommen.

Die thermische Abfallbehandlung weist gegenüber der Verbrennung von Regelbrennstoffen wie beispielsweise Braun- oder Steinkohle wesentliche Abweichungen auf. So ist insbesondere der eingesetzte Brennstoff durch Heterogenität in Bezug auf seine chemische Zusammensetzung und Korngrößenverteilung gekennzeichnet, die sowohl regionalen als auch saisonalen Schwankungen unterliegen.

Wegen des inhomogenen Charakters des Brennstoffs stellen Rostfeuerungs-systeme den aktuellen Stand der Technik dar, wenn auf eine umfangreiche Vorbehandlung verzichtet wird. Der Grund dafür liegt in der großen Flexibilität und Robustheit dieser Systeme hinsichtlich der möglichen Betriebszustände. Alternative Verfahren konnten sich in den letzten Jahren (noch) nicht durchsetzen.

Die Heterogenität der zu verbrennenden Abfallstoffe und die damit schwer zu erfassende Operationsbreite der thermischen Behandlung erschweren neben einer vorausschauenden Betriebsweise auch die Auslegung solcher Anlagen. Die Verbrennung im Feuerraum ist durch ein ausgeprägtes inhomogenes und instationäres Verhalten der Strömungs- und Temperaturführung sowie der Schadstoffproduktion charakterisiert. Betriebsstörende Probleme wie Verschlackung, Korrosion und Erosion können die Folge sein.

Die aktuellen gesetzlichen Rahmenbedingungen führen darüber hinaus zu Unsicherheiten hinsichtlich der konstruktiven Auslegung und optimalen Betriebsweise von Rostfeuerungsanlagen. Die Vorgaben an eine integrierte Abfallwirtschaft führen durch die forcierte Separation von Wertstoffen bei der Erfassung und Aufbereitung zu stark wechselnden Abfallzusammensetzungen heterogener Körnung sowie einem steigenden Schadstoffgehalt im Restabfall.

Die damit verbundenen verfügbarkeitsmindernden Probleme können im wesentlichen auf Asymmetrien bei den entstehenden Rauchgasströmungsprofilen sowie lokale Temperaturspitzen und Strähnen durch eine nicht-optimale Vermischung der Rauchgasteilströme und der Sekundärluft zurückgeführt werden. Zusätzlich begrenzen Verschlackungen, Erosions- und Korrosionsprobleme im Bereich der Wände und Heizflächen die Reisezeiten der Anlagen.

Die Folge dieser systemimmanenten Schwierigkeiten sind Betriebsprobleme durch variierende oder steigende mechanische und thermische Rostbelastung. Diese Effekte werden insbeson-

dere an Altanlagen durch die restriktiven Vorgaben hinsichtlich der Einhaltung von Mindesttemperaturen und -verweilzeiten innerhalb der Feuerung zusätzlich verstärkt. Eine zusammenfassende Darstellung der vielfältigen Anforderungen, die eine Anlage trotz der aufgegebenen »Störgröße« Abfall einhalten muss, enthält Abbildung 1-1:

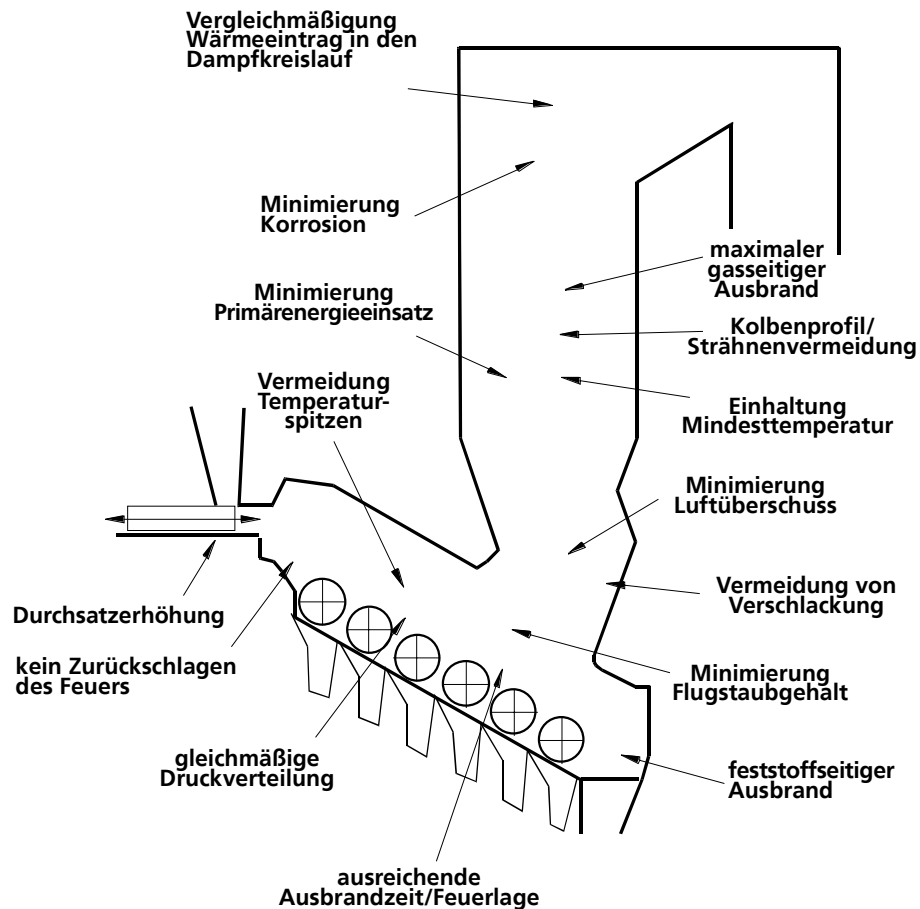


Abbildung 1-1: Spannungsfeld des Betriebs von thermischen Abfallbehandlungsanlagen (die konstruktive Gestaltung ist beispielhaft)

Als Möglichkeiten zur optimierten Gestaltung der genannten Anlagen und der Entwicklung oder Überprüfung von Optimierungsstrategien sind neben umfangreichen und auch teuren Versuchsreihen an Altanlagen die Simulation mittels kalt betriebener, maßstabsverkleinerter Strömungsmodelle oder die Computersimulation hervorzuheben. An einer realen Anlage können beispielhafte konstruktive Änderungen nur mit großem Aufwand untersucht werden, wohingegen die Übertragbarkeit von Simulationsergebnissen (noch) nicht uneingeschränkt akzeptiert wird. Diese ist dabei allerdings aus Sicht des Praktikers von elementarer Bedeutung.

Die heutige Projektierung von Abfallverbrennungsanlagen basiert inzwischen auf fundiertem Basiswissen und standardisierten Methoden, wobei neuerdings auch ergänzende planungsunterstützende Instrumente wie Computersimulation (Computational Fluid Dynamics, CFD) oder Strömungsmodelle Anwendung finden. Diese Instrumente haben das Potenzial, die wesentlichen Betriebszustände bereits bei der Vorprojektierung zu charakterisieren und somit vorab geeignete Problemlösungen zu entwickeln.

Als Hauptanwendungsgebiet der vorgenannten Instrumente sind die optimale Gestaltung des Feuerraums hinsichtlich Gas- und Feststoffausbrand sowie der Strömungsführung zu nennen.

Damit wird die sichere Beherrschung nahezu aller Zustände sowohl im Voll- als auch im Teil- lastbetrieb auf dem Rost ermöglicht.

Aufgrund der stetig steigenden Rechnerleistungen und der systembedingt unvollständigen Übertragbarkeit von Ergebnissen aus »kalten« Strömungsmodellen treten immer häufiger Computersimulationen in den Vordergrund.

Die konkreten Aufgaben, die es im Rahmen einer Optimierung oder einer Vorprojektierung anzugehen gilt, sind insbesondere die Ableitung und Darstellung von

- Temperaturprofilen zur Abschätzung der Einhaltung von gesetzlichen Vorgaben,
- lokalen Konzentrationsprofilen von Schadgasen sowie deren »Lebensdauer«,
- der Verschlackungsneigung des Feuerraums und der Rauchgaszüge,
- der Erosions-/Korrosionsneigung des Feuerraums und der Rauchgaszüge,
- Partikeltrajektorien zur Unterstützung der ersten beiden Aspekte und
- dem Feststoffumsatz sowie Ausbrandverhalten auf dem Rost und in der Gasphase.

Auch der Nutzen neuartiger (prozessintegrierter) Optimierungsansätze wie beispielsweise innovativer Sekundärlufteindüsungskonzepte (tangentiale Eindüsung, kämmend ineinander greifende Freistrahlen, in der Strömung platzierter Düsenbalken), unterstöchiometrischer Vergasung auf dem Rost oder lokaler Eindüsung von Wasser kann durch eine geeignete Abbildung der Systemzustände in einem Simulationsmodell kostengünstig vorab getestet werden.

Schwierigkeiten dabei bereiten aber die Randbedingungen, die dem CFD-Modell im Wesentlichen brennbettseitig vorgegeben werden müssen. Dazu gehören beispielsweise Temperatur, Gaszusammensetzung und Geschwindigkeit der aufsteigenden Rohgase. Da das CFD-Modell sensitiv auf diese Randbedingungen reagiert, ist hier die Vorgabe geeigneter Werte von besonderer Bedeutung. Übertragbarkeit, Nachvollziehbarkeit und Belastbarkeit der Simulationsergebnisse hängen somit entscheidend von der plausiblen Beschreibung des Stoffumsatzes auf dem Verbrennungsrost ab.

Es existieren bereits rechnergestützte Modelle zur Abbildung dieser brennbettseitigen chemisch-physikalischen Vorgänge in Feuerungsprozessen. Die Modellbildung ist aber generell dadurch erschwert, dass Abfall mit seinen ständig wechselnden Eigenschaften ein schwieriger Brennstoff ist, so dass er eigentlich als Störgröße für das System »Thermische Abfallbehandlung« gelten kann [ANDR92, BEHR92]. So sind zahlreiche chemische Prozesse unbekannt, die aufgrund der Komplexität des Brennstoffs während der Verbrennung ablaufen. Die dominierenden Prozesse aber, wie beispielsweise Trocknung oder Verbrennung, lassen sich hingegen basierend auf dem Stand des Wissens in der Verbrennungsforschung realitätsnah modellieren.

Grundsätzlich ist daher von einer erfolgversprechenden Modellierung auszugehen.

2 Aufgabenstellung

Ziel der vorliegenden Arbeit ist es, den Einsatz spezieller rechnergestützter Methoden zur Modellierung des Verhaltens von Abfallverbrennungsanlagen im Rahmen der Vorplanung und Optimierung zu unterstützen. Dazu soll ein Modell für das Brennbett abgeleitet werden, welches geeignete Randbedingungen liefert, um Strömungssimulationen mit höherwertigen Ergebnissen durchzuführen.

Dabei wird eine Verknüpfung mit bestehenden Simulationsansätzen (CFD-Berechnungen) angestrebt, um eine sinnvolle Ergänzung zur bisherigen Simulationspraxis zu erreichen. Die Anwendbarkeit der Modellvorstellung in der Praxis steht gleichrangig im Vordergrund der Untersuchungen.

Im Detail soll über die Verknüpfung der physikalisch-chemischen Eigenschaften der Abfälle mit charakteristischen Verbrennungsvorgängen (thermodynamische Gleichgewichte, reaktionskinetische Ansätze) und der Fluidodynamik im Feuerraum ein ausreichend leistungsfähiges und flexibel adaptierbares Modell erstellt werden, mit dem Untersuchungen schnell und mit hinreichend hoher Planungssicherheit durchführbar sind.

Die derzeit in der Forschung befindlichen oder abgeschlossenen Modelle und wissenschaftlichen Erkenntnisse zur Simulation von Rostfeuerungsanlagen sollen zunächst analysiert werden. Es soll dabei insbesondere überprüft werden, inwiefern bekannte Modellansätze im Rahmen der beschriebenen Modellvorstellung eingesetzt bzw. miteinander kombiniert werden können.

Unter Beachtung eines zu entwickelnden Anforderungsprofils sowie der bekannten Modelle und Simulationswerkzeuge wird dann eine geeignete Beschreibung vorgestellt. Angestrebt wird eine zum Anforderungsprofil passende Modellierungstiefe, durch die Modularität und Berechnungsaufwand optimal gestaltet werden können.

Zur Bewertung der Modellvorstellung ist insbesondere die Zusammenstellung verfügbarer, wissenschaftlich fundierter Basisdaten vorzunehmen und auf Konsistenz und Plausibilität zu prüfen. Die Erhebung der Datenverfügbarkeit wird entscheidend die Modellierungstiefe, die den Grad der Detaillierung beschreibt, bestimmen.

Die Kriterien für eine in diesem Sinne erfolgreiche Modellbildung sind zusammenfassend:

- Plausibilität und Gültigkeit der Modellvorstellung,
- Flexibilität und Anpassungsfähigkeit des Modells,
- Verfügbarkeit und Genauigkeit der nötigen Parameter und
- geringe nötige Berechnungszeit.

In einer abschließenden Parameterstudie soll die Leitungsfähigkeit des Modells an ausgewählten Aufgabenstellungen verdeutlicht werden.

Neben der reaktionstechnischen, physikalischen und chemischen Plausibilität sollen auch praktische Anforderungen vertiefte Berücksichtigung finden, um das Modell sehr nah am tatsächlichen Bedarf platzieren zu können. Ein allgemeines industrielles Anforderungsprofil umfasst die modellhafte Beschreibung der (kombinierten) Einflüsse von:

- Korngröße (Verballungen, Klumpenbildung),
- Abfallzusammensetzung (elementar und stofflich),
- unterschiedlichen Schürungsverhalten der einzelnen Rostarten,
- Luftverteilung (Primär-/Sekundärluft) und
- konstruktiven Maßnahmen im Feuerraum (Lufteindüsenkonzepte, Feuerraumgeometrie).

Die Bearbeitung der Aufgabenstellung wird dafür folgendermaßen strukturiert:

- Analyse des Systems »Thermische Abfallbehandlung« zur Herausarbeitung der wesentlichen Phänomene sowie Ableitung eines Anforderungsprofils für die Modellierung,
- Erhebung des Stands des Wissens und der Forschung zur Modellierung des Feststoffumsatzes von Rostfeuerungsanlagen,
- Bewertung der ermittelten Modellvorstellungen hinsichtlich des Anforderungsprofils sowie flankierende Erprobung und Bewertung eigener Modellierungsansätze,
- Erarbeitung einer auf breite Anwendungsbereiche übertragbaren Modellvorstellung für Feuerraum und Rost,
- Zusammenstellung der wissenschaftlichen Basisdaten zur Modellierung, Erarbeitung der benötigten Stoffdaten und Kenngrößen sowie Identifizierung sensibler Parameter und
- Parameterstudie unter Simulation von ausgewählten Aufgabenstellungen zur Bewertung des Gesamtmodells beziehungsweise Verifikation und Validierung.

3 Systemanalyse Thermische Abfallbehandlung

3.1 Brennstoff Abfall

Jährlich fallen in der Bundesrepublik Deutschland ca. 25 Mio. Mg Hausmüll, Sperrmüll sowie hausmüllähnliche Baustellen- und Gewerbeabfälle an, die als überlassungspflichtige Siedlungsabfälle zusammengefasst werden können [ALWA03, REIM92, BIL90]. Diese Menge entspricht einem Anteil von ca. 10% am Gesamtabfallaufkommen der Bundesrepublik Deutschland. Den Hauptanteil der Gesamtmenge machen weitere Baustellenabfälle aus, zu denen in erheblichem Maße auch der Bodenaushub zählt.

Im weiteren Verlauf dieser Arbeit werden die überlassungspflichtigen Siedlungsabfälle, die zumeist den Weg in eine thermische Abfallbehandlungsanlage finden, kurz als Abfälle bezeichnet.

Abfälle sind, verglichen mit fossilen Brennstoffen, bezüglich der stofflichen Zusammensetzung, Konsistenz, Form und Größe stark heterogen, so dass es generell schwierig ist, eine allgemeingültige Beschreibung anzugeben. Ursachen dieser Schwankungen sind die unterschiedlichen Zusammensetzungen je nach Jahreszeit, sozialer Struktur im Sammelgebiet und sich wandelnden Lebensgewohnheiten sowie die Einführung von getrennten Abfallsammlsystemen.

Untersuchungen haben gezeigt, dass deutliche Unterschiede in der Zusammensetzung von ländlichen und städtischen Abfällen existieren [BIL94]. In städtischem Abfall sind deutlich mehr Verpackungen (z. B. Kunststoffe) enthalten. Dagegen befinden sich in ländlichem Hausmüll mehr Bioabfälle. Die Abfallmengen pro Kopf unterscheiden sich ebenfalls. Sie sind auf dem Land kleiner als in der Stadt. In den vergangenen Jahrzehnten sind außerdem beispielsweise feine Bestandteile wie Aschen aus Hausfeuerungen zunehmend durch Wohlstandsbestandteile wie Kunststoffverpackungen zurückgedrängt worden.

Diese Effekte werden durch die Unterschiede im Grad der Wertstofferfassung überlagert. Je nach Intensität ihrer Erfassung sind die Wertstoffe (Glas, Pappe, Papier, Metalle, Kunststoffe) mehr oder weniger im Abfall enthalten. Die getrennte Sammlung von Bioabfällen zur Kompostierung muss in diesem Zusammenhang ebenfalls beachtet werden.

Die Eigenschaften des Abfalls, die für eine thermische Behandlung bedeutsam sind, können im Allgemeinen beschrieben werden durch:

- die stoffliche Zusammensetzung,
- die physikalischen Eigenschaften und
- die chemischen Eigenschaften.

3.1.1 Stoffliche Zusammensetzung von Abfall

Die stoffliche Zusammensetzung (Tabelle 3-1) charakterisiert die Anteile der einzelnen Stoffkomponenten. Bei dieser Betrachtung stellt der Abfall ein Gemenge aus verschiedenen Stoffgruppen wie beispielsweise Papier, Kunststoffe, Glas, Biomasse dar.

Tabelle 3-1: Stoffliche Zusammensetzung von Abfällen aus Haushalten [REIM92, SCHO91]

Komponente	Anteil [Gew.-%]
Papier, Pappe	20 - 40
Weitere organische Bestandteile (Küchenabfälle, Holz)	16 - 35
Glas	9 - 12
Kunststoffe	4 - 8,5
Inerte Bestandteile (Metalle, Steine, Keramik, Asche)	5 - 25
restliche, nicht zuzuordnende Bestandteile	17 - 26

Die stoffliche Zusammensetzung beeinflusst im Wesentlichen die physikalischen Eigenschaften wie beispielsweise Lückenvolumen, Schüttdichte, Wassergehalt. Die Zusammenhänge sind aber nicht klar abzuleiten, da verschiedene Faktoren (Transport, Verdichtung, etc.) zu einer Änderung dieser Eigenschaften führen können.

3.1.2 Physikalische Eigenschaften von Abfall

Die physikalischen Eigenschaften des Abfallgemenges leiten sich weitgehend aus der stofflichen Zusammensetzung ab. Es sind im Folgenden:

- Schüttdichte
- Schüttgewicht,
- Partikelgröße und -verteilung,
- Partikelform und -verteilung und
- Lückengrad der Schüttung.

Die Schüttdichte einer Abfallschüttung lässt sich über das eingenommene Volumen der einzelnen Bestandteile bestimmen. Das eingenommene Volumen berechnet sich additiv aus dem Festvolumen (so genannte druckfester Körper), dem Hohlraumvolumen (inneres Volumen von Hohlkörpern) und dem Lückenvolumen (Freiraum zwischen Körpern). Das Lückenvolumen lässt sich auch über die so genannte Schüttungsporosität ϵ charakterisieren, die den Anteil des Lückenvolumens am Gesamtvolumen angibt. Nach GUMZ ist die Schüttungsporosität bei Schüttungen aus Körpern unregelmäßiger Gestalt größer als bei einer Kugelschüttung ($\epsilon_{KS} \approx 0,41$) [GUMZ62].

Die Schüttdichte von Abfall verändert sich auf dem Weg vom Verursacher bis auf den Rost in der Abfallverbrennungsanlage. Zusätzlich besteht beim Schüttgewicht wie bei allen anderen Eigenschaften des Abfalls auch eine große Schwankungsbreite aufgrund der starken Inhomogenität. Im Abfallsammelbehälter beträgt die Dichte ca. 90-120 kg/m³. Im Müllfahrzeug wird der Abfall auf eine Dichte von ca. 450 kg/m³ gepresst. Im Müllbunker schließlich besitzt der Abfall ein Schüttgewicht von ca. 200-1.000 kg/m³ [REIM92, REIM93]. Durch die Aufnahme des Abfalls durch den Müllgreifer und den anschließenden Abwurf auf den Aufgabetrichter, erfährt der Abfall wiederum eine Auflockerung, die zu einer Schüttdichte von ca. 200-350 kg/m³ auf dem Rost führt. Mit dieser Dichte gelangt der Abfall auf den Rost der Abfallverbrennungsanlage.

Je nach Zustand der Schüttung bilden sich unterschiedliche Schüttungsporositäten aus. Untersuchungen haben gezeigt, dass die Porosität zwischen 0,5 und 0,1 schwankt, wobei die niedrigen Werte aber erst gegen Ende des Rosts erreicht werden, wenn sich feinteilige Aschebestandteile gebildet haben [BABC96].

Bei der Verbrennung von Feststoffen hat die Geometrie der Partikel einen deutlichen Einfluss. Aus der Geometrie und der Größe der Partikel lässt sich eine äußere Oberfläche definieren, auf die beispielsweise Reaktionsraten bezogen werden. Aussagen über Partikeleigenschaften wie Größe und spezifische Oberfläche können anhand von Siebanalysen abgeschätzt werden.

Prinzipiell sind die auftretenden Formen und Größen der Partikel im Abfall sehr unterschiedlich. Zwei Korngrößenverteilungen für Abfall sind in Abbildung 3-1 aufgeführt:

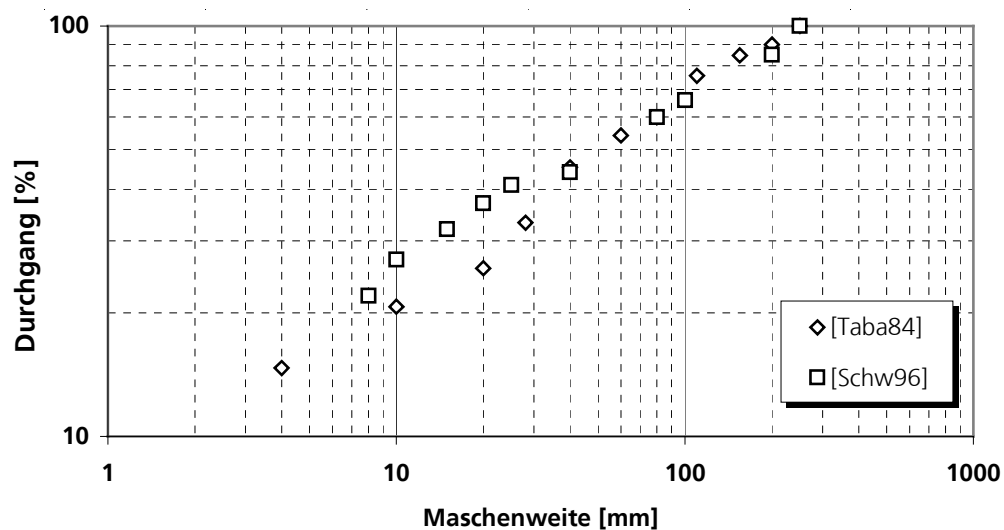


Abbildung 3-1: Korngrößenverteilung von Abfall [TAB84, SCHW96]

Die Abbildung zeigt die große Bandbreite für Korngrößen im Abfall. Durch die Zumischung von Sperr- bzw. Gewerbemüll, die nur unwesentlich (beispielsweise Sperrmüllschere) zerkleinert wurden, erweitert sich die Bandbreite zusätzlich. Dieses große Intervall erschwert die spezifische reaktionskinetische Beschreibung erheblich, da die freie Oberfläche ein wesentlicher Parameter ist.

Ein weiterer, mit der Partikelgröße verbundener Aspekt ist die Neigung des Abfalls, beispielsweise durch den Druck im Bunker oder Zuführtrichter zu verklumpen und deutlich größere Körner oder Ballen auszubilden. Durch so genannte Stürze, an denen der Abfall auf der Rostbahn eine Ebene tiefer stürzt, versuchen einige Anlagenhersteller, diese Klumpen aufzuschließen, die ansonsten einen großen Anteil Unverbranntes am Rostende aufweisen können [ANDR92].

3.1.3 Chemische Eigenschaften von Abfall

Um die bei der Verbrennung von Hausmüll entstehenden Produktströme bestimmen zu können, ist es notwendig, die chemischen Eigenschaften bzw. die chemische Zusammensetzung des Abfalls zu kennen. Interessant sind dabei die Hauptbrennstoffkomponenten Kohlenstoff, Wasserstoff, Sauerstoff, Stickstoff, Chlor und Schwefel. Aus diesen Brennstoffkomponenten entstehen bei der vollständigen Verbrennung die Hauptverbrennungsprodukte Kohlendioxid

und Wasser sowie als Minoritätskomponenten zusätzlich Schwefeldioxid, Stickoxide und Chlorwasserstoff.

Tabelle 3-2 zeigt den üblichen Anteil an Brennbarem im Abfall. Zusätzlich werden die Schwankungsbreiten für gebundene Feuchtigkeit (Wasser) und Aschegehalt angegeben. Die Werte schwanken aufgrund der oben beschriebenen Einflüsse in den angegebenen Bereichen:

Tabelle 3-2: Typische Proximatanalyse von Abfällen

Anteil Wasser [Gew.-%]	Anteil Asche [Gew.-%]	Anteil Brennbares [Gew.-%]
20-35	20-40	30-50

Der Anteil des Brennbaren kann noch weiter aufgeschlüsselt werden. So hat Abfall die Eigenschaft, unter Temperaturerhöhung aufgrund von pyrolytischer Zersetzung und/oder Ausgasung von flüchtigen Bestandteilen gasförmige Substanzen, so genannte Teere und nicht-kondensierbare Bestandteile, freizusetzen. Daher kann eine weitere Unterteilung des Brennbaren in Flüchtige und nicht-flüchtigen Koks vorgenommen werden. Der Anteil an ausgasbaren Flüchtigen ist dabei von der Temperatur abhängig. Typische Werte für den Gehalt an Flüchtigen liegen bei ca. 60% des Brennbaren [THOM94].

Die Bestandteile des Abfalls werden durch eine Elementaranalyse (Tabelle 3-3) bestimmt, die die Anteile der Elemente wie beispielsweise Kohlenstoff, Sauerstoff, Wasserstoff ergibt. Mit Hilfe dieser Analyse kann allerdings keine Aussage getroffen werden, in welcher (Bindungs-) Form diese Bestandteile im Abfall vorliegen.

Tabelle 3-3: Bandbreiten für die Elementaranalyse des brennbaren Anteils von Abfall [z.B. TRUB75, REIM92, BARI95]

Elementarbestandteil [Gew.-% wasser- und aschefrei]					
C	H	O	N	S	Cl
53 - 55	6,4 - 6,7	36,1 – 36,8	0,7 – 1,6	0,4 – 1,0	0,7 – 1,3

Aus den publizierten Daten geht hervor, dass über den Betrachtungszeitraum von 20 Jahren der Anteil der brennbaren Hauptbestandteile C, H, O in etwa konstant geblieben ist. Zudem wird in der Literatur oftmals angeführt, dass das C/H-Verhältnis in etwa konstant bei ca. 7-8 liegt [MERZ87, HUNS99].

Im Vergleich mit anderen festen (Regel-)Brennstoffen wie beispielsweise Braunkohle ergibt sich, dass Abfall vergleichsweise wenig Stickstoff und Schwefel enthält, wohingegen der Anteil an Schwermetallen (etwa 0,2 Gew.-%) und der Chloranteil wesentlich höher sind [BESC78].

Nach der Verbrennung bleibt neben den Flugaschen ein großer Rest an Rostasche übrig, der in überwiegend oxidischer, aber auch sulfatischer Form vorliegt [BORN98]. In der Tabelle 3-4 sind die Bestandteile der enthaltenen Aschen aus Analysen der Jahre 1975 und 1995 gegenübergestellt. Hauptbestandteil der Aschen ist Siliziumoxid. In geringeren Mengen sind Metalloxide und elementare Metalle (Schrotte) vertreten.

Tabelle 3-4: Zusammensetzung von Rostaschen aus Abfällen (Dimension: Gew.-%, kA: keine Angabe)

	1975 [TRUB75]	1995 [BARI95]
SiO₂	16,4	11,0
Fe₂O₃	2,3	1,5
Al₂O₃	2,6	3,4
Na₂O	2,0	1,5
K₂O	0,6	0,3
MgO	0,7	0,4
CaO	3,1	3,1
P₂O₅	0,3	kA
Fe	3,3	3,0
Al	kA	0,4

Der zu beseitigende Abfall enthält immer eine mehr oder weniger große Menge an Schwermetallen. Die Schwermetalle können in direkt erkennbarer Form vorliegen, wie z. B. Gegenstände aus Nichteisenmetallen oder Lotnähte. Oder sie sind in fein disperser Form im Abfall enthalten, wie z. B. in Farbpigmenten. Die Schwermetalle gehen teilweise elementar in die Gasphase über oder sie reagieren zu (teilflüchtigen) Oxiden, Chloriden und anderen Salzen, die hauptsächlich in der Rostasche verbleiben.

Zu den gängigen Schwermetallen im Abfall zählen Eisen, Blei, Kupfer, Zink, Zinn, Nickel, Chrom, Cadmium und Quecksilber. Es handelt sich bei ihnen bis auf Eisen um Minoritätskomponenten. Ihr Anteil liegt im Promillebereich, bei Cadmium und Quecksilber sogar deutlich darunter. Sie sind trotz ihrer geringen Konzentrationen neben Schwefel, Stickstoff und den Halogenen aber Ursache für Schadstoffe im Rauchgas, deren Entfernung großen Aufwand bedeutet. Tabelle 3-5 listet die Konzentrationen der Schwermetalle aus verschiedenen Quellen und Jahren auf.

Tabelle 3-5: Schwermetallkonzentrationen im Abfall (Einheit: ppm, kA = keine Angabe)

	1975 [TRUB75]	1984 [VOGG84]	1985 [REIM92]	1988 [REIM88]	1995 [BARI95]
Zn	1050	3000	400-600	1878	1500
Pb	1470	2000	200-600	455	1000
Cu	250	1000	200-250	489	500
Cr	100	kA	kA	232	200
Ni	kA	100	kA	84	75
Cd	30	20	2,9-4,1	10,5	10
Hg	kA	5	0,4-0,8	4,1	5

Trotz der mit der Bestimmung von repräsentativen Abfallzusammensetzungen verbundenen Schwierigkeiten lassen sich folgende zeitliche Tendenzen in den letzten 30 Jahren für die Zusammensetzung des Abfalls festhalten:

- Abnehmender Ascheanteil (weniger Kohleöfen, hohe Recyclingquoten für Glas),
- abnehmender Feuchteanteil (vermehrte Kompostierung von Bioabfall),
- in Folge dessen zunehmender Anteil an Brennbarem und
- gleichbleibender Chlorgehalt (die chlorhaltigen Abfallanteile bleiben überwiegend im zu behandelnden Restabfall, z. B. PVC) [BIL94].

Aus Betreibersicht ist eine Verbrennung des Abfalls ohne Stützfeuerung zur Vermeidung zusätzlicher Betriebsmittel- und Investitionskosten wünschenswert.

Eingehende Untersuchungen haben gezeigt, dass Abfall ohne Stützfeuerung brennbar ist, wenn er folgende Bedingungen erfüllt [REIM95, HÄMM83]:

- Wassergehalt < 50 Gew.-%
- Aschegehalt < 60 Gew.-%
- Gehalt an Brennbarem > 25 Gew.-%
- Heizwert > 3.900 kJ/kg

In Abbildung 3-2 ist ein so genanntes Mülldreieck dargestellt. Der hervorgehobene Bereich kennzeichnet den Bereich, innerhalb dessen die Abfallverbrennung selbständig ohne Stützfeuerung möglich ist.

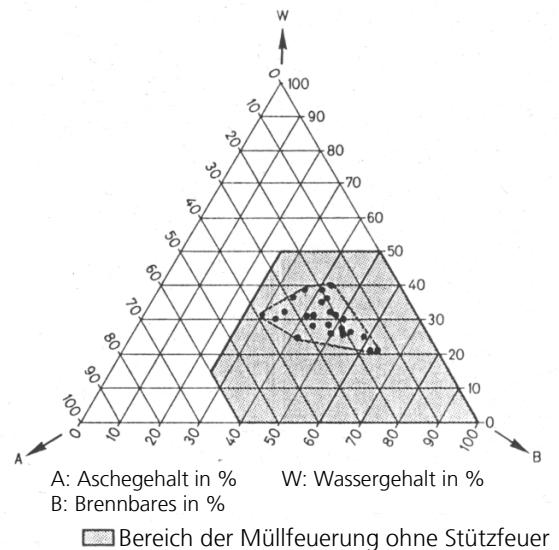


Abbildung 3-2: Das Mülldreieck [HÄMM83]

Die wichtigste charakterisierende Größe ist der Heizwert, der die Wärmemenge abzüglich der Kondensationswärme der entstehenden kondensierbaren Wasserdämpfe angibt, die bei vollständiger Verbrennung verfügbar wird.

Tabelle 3-6: Heizwert von Abfall im Laufe der Jahre (regionale Untersuchungen in der Bundesrepublik Deutschland)

Jahr	1975 [TRUB75]	1985 [REIM92]	1995 [BARI95]
Heizwert	8.230 kJ/kg	8.530 kJ/kg	~10.000 kJ/kg

Tendenziell verschiebt sich der Heizwert inzwischen geringfügig zu höheren Werten, was auf die Annahme von heizwertreichem Gewerbemüll und hausmüllähnlichem Gewerbemüll zurückzuführen ist.

Ein typischer Verlauf des Heizwertes von angelieferten Abfällen an MVA zeigt Abbildung 3-3. Es ist zu erkennen, dass innerhalb von 40 Jahren der Heizwert um ca. 3.000 kJ/kg gestiegen ist, was unter anderem auf die obigen Maßnahmen zurückzuführen ist.

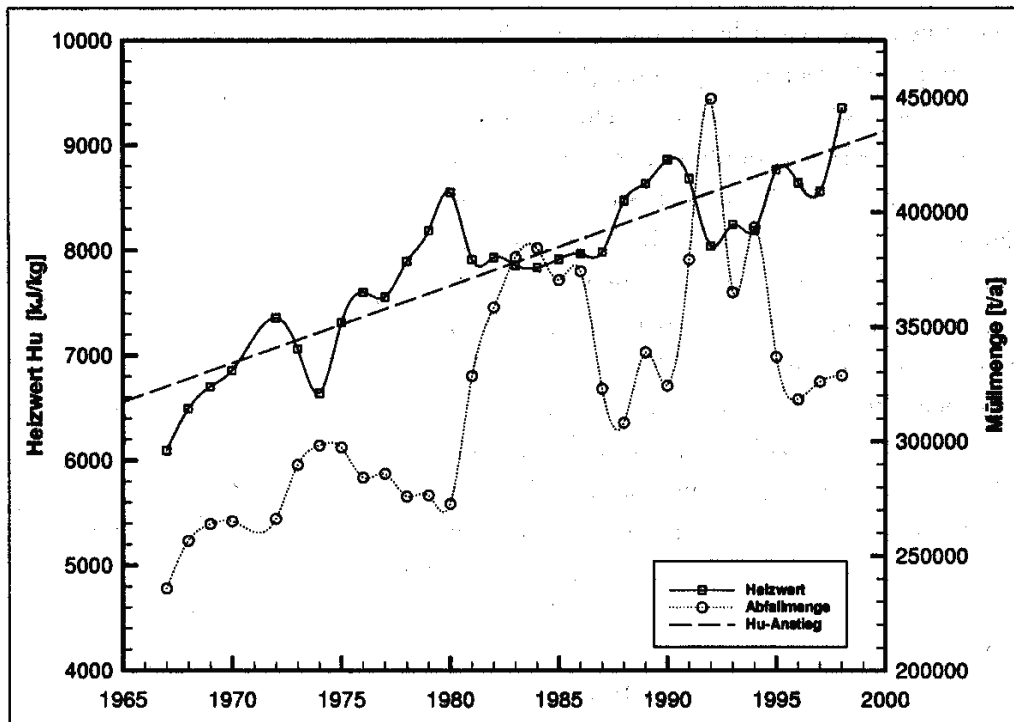


Abbildung 3-3: Entwicklung des Heizwerts an der MVA Düsseldorf [KRÜL01]

Der Heizwert von Brennstoffen lässt sich mit Hilfe von empirischen Berechnungsformeln (so genannte Verbandsformeln) aus der Elementaranalyse berechnen. Im Folgenden sind einige dieser Berechnungsformeln aufgeführt, die geringfügig unterschiedliche Ergebnisse liefern. Bereits hier wird deutlich, dass selbst bei diesen grundlegenden Zusammenhängen noch Restunsicherheiten bleiben:

$$H_u = 33900 \cdot \omega_c + 117000 \cdot \left(\omega_h - \frac{\omega_o}{8} \right) + 10500 \cdot \omega_s - 2500 \cdot \omega_w \quad [\text{BOSN72}]$$

$$H_u = 34800 \cdot \omega_c + 93900 \cdot \omega_h + 10500 \cdot \omega_s + 6300 \cdot \omega_n - 10800 \cdot \omega_o - 2500 \cdot \omega_w \quad [\text{NETZ82}]$$

$$H_u = 33907 \cdot \omega_c + 144000 \cdot \left(\omega_h - \frac{\omega_o}{8} \right) + 10465 \cdot \omega_s - 2440 \cdot (9 \cdot \omega_h + \omega_w) \quad [\text{WIEH94}]$$

$$H_u = 34039 \cdot \omega_c + 124348 \cdot \omega_h + 18841 \cdot \omega_s + 6280 \cdot \omega_n - 9839 \cdot \omega_o - 2250 \cdot \omega_w \quad [\text{REIM95}]$$

Dabei sind ω_i die Massenanteile der Komponenten i: Kohlenstoff (c), Wasserstoff (h), Stickstoff (n), Schwefel (s), Sauerstoff (o) sowie Feuchte (w). Allerdings gelten diese Rechenregeln nur für Regelbrennstoffe im eigentlichen Sinne (Kohle, Heizöl, Erdgas). Sie berücksichtigen nicht alle Varianten der Verbindungsformen der verschiedenen Elemente. Ein Vergleich verschiedener Abfallarten anhand der berechneten Heizwerte ist daher nicht uneingeschränkt möglich.

Tabelle 3-7 zeigt zusammengefasst die typischen Eigenschaften von Abfall, die für eine Modellierung von besonderem Interesse sind.

Tabelle 3-7: Zusammenfassung der Kenngrößen von Abfall sowie der entsprechenden Auswirkungen

Art	Charakteristika	Auswirkung auf...
Stofflich	Saisonal und regional schwankend	Feststoffumsatz, Prozessführung
Physikalisch	Partikelform und -oberfläche vielfältig Dichte und Schüttungsporosität schwankend	Feststoffumsatz Feststoffumsatz, Verbrennungsvorgang
Chemisch	Elementaranalyse macht keine Aussage über vorliegende Bindungsform Hoher Anteil an Flüchtigen, Freisetzung von Temperatur abhängig Heizwert typisch abhängig von Zusammensetzung (Wassergehalt, C-, H-, O-Gehalt) Hoher Anteil an Asche Chlor- und Schwermetallanteil vergleichsweise hoch	Wärmetechnische Berechnung Verbrennungsvorgang, Luftbedarf Wärmehaushalt, Prozessführung Wärmehaushalt, Prozessführung Schadstoffentstehung

3.2 Aufbau und Funktion einer thermischen Abfallbehandlungsanlage

Grundsätzlich wird bei dem System der thermischen Abfallbehandlung ein stückiger Brennstoff (Abfall) auf einer bewegten Rostbahn aufgegeben. Der Brennstoff bildet dort eine Schüttung aus, die mittels unterschiedlicher mechanischer Prinzipien durch den Feuerraum transportiert wird. Senkrecht dazu strömt von unten Verbrennungsluft durch den Rost und das aufgeschüttete Haufwerk. Die dabei in der Schüttung entstehenden Verbrennungsgase strömen in den Gasraum, wo sie unter weiterer Luftzufuhr ausgebrannt werden. Eine Wärmeabgabe an einen Dampferzeuger ist üblicherweise angeschlossen.

Der Abfall wird von einem Dosierstößel am Ende eines Trichtersystems dem Verbrennungsraum zugeführt und auf dem Rost durch die Brennkammer transportiert. Der Stößel ist oftmals geteilt, womit eine gleichmäßige Beschickung erreicht werden soll. Trotzdem können auf dem Rost Fehlbelegungen bzw. »Wurmlöcher« (zu wenig Brennstoff bzw. Kurzschlussströmungen oder schlechte Abdichtungen des Rosts an den Feuerraumwänden) oder Überschüttung (zu viel Brennstoff) auftreten. Diese führen dann beispielsweise zu Kalt- oder Durchbläsern, bei denen die Verbrennungsluft ohne Reaktion in den Feuerraum aufsteigt und »kalte« Strahlen ausbilden kann. Zudem können sich über die Rostbreite unterschiedliche Feuerzustände (Früh-, Spätzündung) einstellen, die einen geregelten Betrieb behindern. Charakteristisch dafür ist die erhöhte Produktion von so genanntem kaltem oder heißen Kohlenmonoxid [REIM95, GRUB91, JØRG98, REEC91, BEHR92].

Prinzipiell lässt sich eine Abfallverbrennungsanlage in funktionsorientierte Teilbereiche untergliedern (Abbildung 3-4):

- Abfallanlieferungsbereich (1 – 4)
- Verbrennungseinheit mit Rostsystem (5)
- Entschlacker (10) und Schlackebunker (11)

- Dampferzeuger als Umhüllung der Rauchgas- und Strahlungszüge mit in den Rauchgaskanal eingehängten konvektiven Heizflächen (6)
- Rauchgasreinigung (7 – 8)
- Saugzug und Kamin (9)

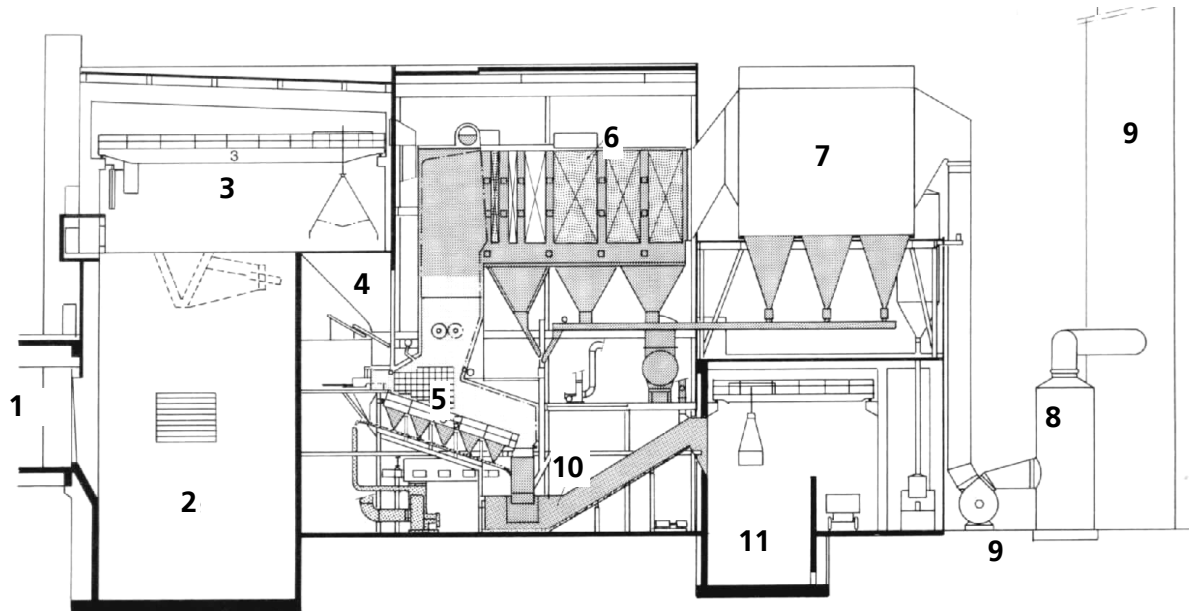


Abbildung 3-4: Längsschnitt einer Abfallverbrennungsanlage [BANK95]

Die Anordnung einzelner Teilbereiche und die geometrische Ausgestaltung variieren von Anlage zu Anlage. Die zurückgelegten Wege der Stoffströme Abfall, Verbrennungsluft und Rauchgas unterscheiden sich jedoch nur geringfügig.

3.2.1 Rostsysteme

Die Rostsysteme, die für den Transport und die Vermischung der Abfälle zuständig sind, unterscheiden sich in ihrem Aufbau und ihrer Funktion. Die dominierenden Prinzipien werden im Folgenden vorgestellt.

In den angeführten Prinzipskizzen deuten die weißen Pfeile die Fortbewegung und auch die Vermischung der Abfallpartikel durch die angreifenden mechanischen Kräfte an. Die schwarzen (grauen) Pfeile zeigen die sich bewegenden Rostelemente.

Wanderrost

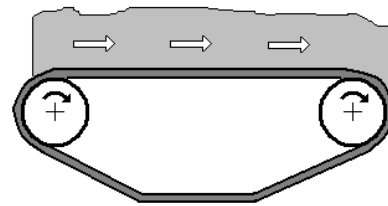
Der prinzipielle Aufbau eines Wanderrostes, der ehemals in der Kohleverbrennung eine weite Verbreitung fand, entspricht dem eines Förderbandes. Das Förderband setzt sich aus kurzen Rostelementen zusammen, die durch ein Gliederband gehalten und umlaufend bewegt werden.

Eine Schürung der Abfallschüttung ist prinzipbedingt durch den Rost selbst nicht möglich, sondern kann nur durch mehrstufigen Aufbau erreicht werden [SCH091]. In Abfallverbrennungen werden Wanderroste heute meist nicht mehr eingesetzt. Teilweise werden sie aber noch im Aufgabebereich und in Kombination mit anderen Bauformen, beispielsweise Drehrohr, zur Trocknung des Abfalls eingesetzt [SCHM00].

Ein letzter Wanderrost wurde 1988 in einer Abfallverbrennungsanlage in Mannheim durch einen Vorschubrost ersetzt [REIM92].

Der Lufteintrag in das Brennbett und die Luftverteilung im Brennbett hängen im Wesentlichen von dem Zustand der Schüttung und weniger vom Rost selber ab.

Für die weitere Betrachtung spielt der Wanderrost aufgrund seiner geringen Verbreitung als Hauptsystem keine Rolle mehr.



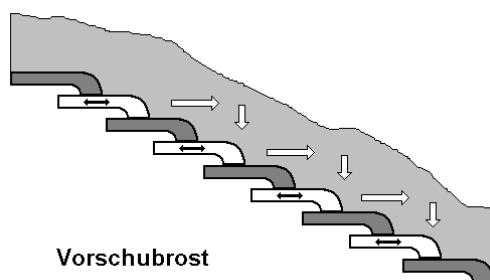
Wanderrost

Abbildung 3-5: Aufbau und Fördercharakteristik des Wanderrostes

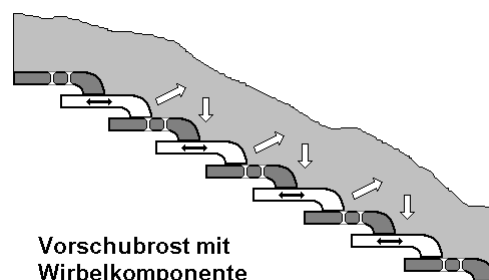
Vorschubrost

Hauptmerkmal des Vorschubrostes sind hubbegrenzte bewegliche Rostelemente, die die Abfallschüttung in Richtung des Schlackeabzuges schieben. Dies wird durch unterschiedliche Bewegungsabläufe der Rostelemente erfüllt. Zusätzlich kann eine leichte Neigung (bis zu 20°) des Rostes den Transport der Abfallschüttung unterstützen.

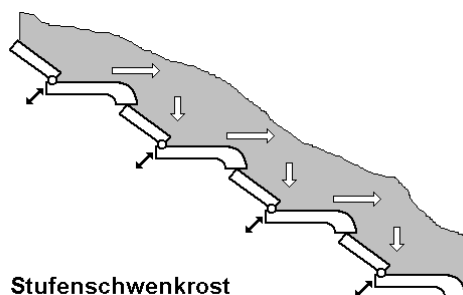
Bei einfachen Bauformen sind feste und bewegliche Rostelemente in Längs- oder Querrichtung im Wechsel angeordnet. Bei Gegenlaufüberschubsystemen (Prinzip MARTIN Horizontalrost) führen die beweglichen Rostelemente eine gegenläufige Bewegung [REIM91] aus. Ein Stufenschwenkrostsystem oder Multi Stage Grate (Prinzip Seghers Group [SEGH00]) besitzt je eine Reihe Schub- und Hubroststäbe, die in Grundstellung eine Treppenform ausbilden. Sie erzeugen während eines Schwenkhubes lokal eine intensive Durchmischung und transportieren die Abfallschüttung durch einen Schubhub.



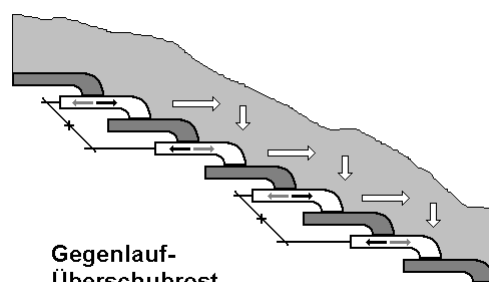
Vorschubrost



**Vorschubrost mit
Wirbelkomponente**



Stufenschwenkrost



**Gegenlauf-
Überschubrost**

Abbildung 3-7: Aufbau und Fördercharakteristik der Vorschubrostsysteme

Die Schürwirkung ist bei Vorschubrostsystemen gegeben, wobei aber aufgrund der Stabbewegung vorrangig der Transport in Richtung Rostende initiiert wird [SEIF00, WIES99, THOM83, VONR97, UIHL01]. Untersuchungen an einem Modell für einen Gegenlaufüberschubrost haben jedoch gezeigt, dass sich unterschiedliche Schichten deutlich vermischen [AVIA93].

Durch besondere Bauformen, wie Rostelemente, die zusätzlich zur Vorwärts- auch eine Hubbewegung ausführen, impulsartiges Eindüsen von Luft durch Düsen in den feststehenden Rostelementen (Rost mit Wirbelkomponente) oder zyklisch durch die Rostspalten und die bereits oben erwähnten baulichen Maßnahmen kann die Vermischungsqualität verbessert werden [REIM92].

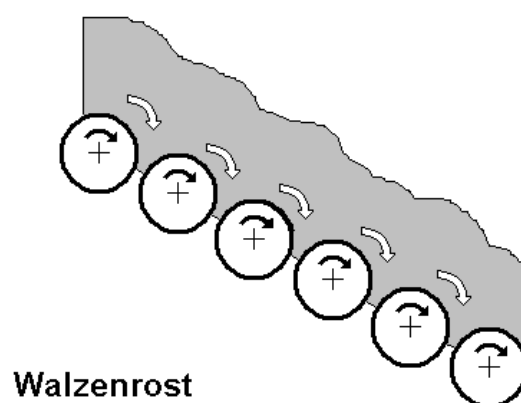
Da die Sonderbauformen (Stufenschwenkrost, Rost mit Wirbelkomponente) nur eine geringe Verbreitung erfahren haben, konzentriert sich der folgende Teil dieser Arbeit auf die Standardvariante. Der Gegenlaufüberschubrost kann aufgrund der ähnlichen mechanisch-geometrischen Prinzipien ebenfalls damit abgehandelt werden.

Walzenrost

Der Walzenrost ist streng genommen eine Sonderbauform des Vorschubrostes mit nicht hubbegrenzten Vorschubelementen, den stufenförmig angeordneten, langsam drehenden Walzen [Reim92]. Der Neigungswinkel des Rosts beträgt ca. $20 - 30^\circ$ [SCHO91]. Die Fördercharakteristik entspricht im Wesentlichen der des Wanderrostes. Eine Wendung bzw. leichte Schürung der Abfallschüttung soll in den Zwickeln, den Zwischenräumen zwischen zwei Walzen, stattfinden [THOM83, REEC91]. In der Praxis sind die Zwickel jedoch ständig gefüllt und die erreichte Schürung ist dementsprechend sehr gering [KELD98].

Die Luftverteilung wird durch flächig verteilte Schlitze zwischen den Roststäben der Walzen und durch die Zwischenräume der Walzen erreicht. Dadurch kann die Luft theoretisch besonders gut und gleichmäßig über die Lauflänge in das Brennbett eingebracht werden. In praxi sind die Zwischenräume aber schnell so weit abgenutzt, dass dort aufgrund des geringeren Widerstands die meiste Luft hindurchgeführt wird.

Ein Vorteil des Walzenrostes ist sein geringer Verschleiß, da die Rostflächen während der Drehbewegung nur kurz den hohen Feuerraumtemperaturen ausgesetzt sind und die restliche Zeit durch die Primärluft gekühlt werden. Zudem ist er sehr robust gegenüber wechselnden mechanischen Belastungen [KELD98]. Nachteile sind der große Anfall von so genanntem »Rostdurchfall« – die in den sich zwischen den Walzen ausbildenden Spalten hindurchfallenden kleineren Partikel – sowie die geringe Schürung zur Intensivierung des Verbrennungsvorgangs.



Walzenrost

Abbildung 3-6: Aufbau und Fördercharakteristik des Walzenrostes

Rückschubrost

Der Rückschubrost ist im Grunde ein entgegen dem Uhrzeigersinn um ca. 90° gekippter Vorschubrost mit einer größeren Neigung der Roststäbe zur Horizontalen (bis zu $42,5^\circ$). Seine beweglichen Rostelemente wirken in entgegengesetzter Richtung zur Fließrichtung der Ab-

fallschüttung. Es werden hauptsächlich Systeme mit abwechselnd festen und beweglichen Reihen von Rostelementen eingesetzt.

Durch die stärkere Neigung des Rosts kann es bei höheren Durchsätzen, und damit einer höheren Schichtdicke des Abfalls, zur Ausbildung einer Grenzschicht kommen, die quasi unvermischt zum Schlackeabwurf fließt [REIM91, WIES99]. Die Oberschicht gleitet dann auf der Unterschicht ab, was sich nachteilig auf die Ausbrandqualität auswirkt, da die Oberschicht dann eine wesentlich geringere Verweilzeit in der Verbrennungseinheit hat und die Schürung dadurch stark eingeschränkt wird.

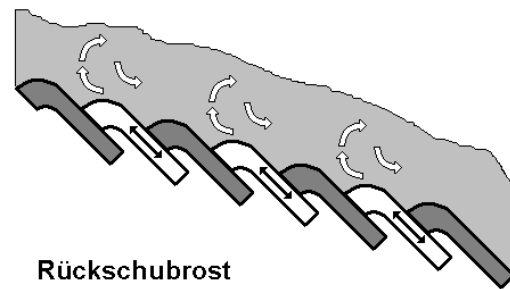


Abbildung 3-8: Aufbau und Fördercharakteristik des Rückschubrosts [MART92]

Der Vorteil des Rückschubrosts ist eine intensive Durchmischung der Abfallschüttung, da die Stabbewegung vorrangig die Vermischung bedient und die Hangabtriebskraft für die Bewegung in Richtung Abwurfschacht sorgt [WIES99, UIHL01]. Dadurch werden glühende Teilchen untergemischt und noch nicht brennende Komponenten nach oben gefördert, so dass eine gleichmäßige Verbrennung etabliert werden kann [THOM83, MART87, MART92, UIHL01]. Daher eignet sich der Rückschubrost auch für feuchten, heizwertarmen Abfall, der bei der Verbrennung intensiver geschürt werden muss.

Gegenüber dem Vorschubrost, der aufgrund der weniger intensiven Durchmischung eine verlängerte Trocknungs-, Entgasung und Zündzone ausbildet, zeichnet sich der Rückschubrost durch eine ausgedehnte Ausbrandzone aus [SCH091].

Der Lufteintrag erfolgt analog zum Vorschubrost.

Zusammenfassung

Es ist zu konstatieren, dass das gewählte Rostsystem erheblichen Einfluss auf die Durchmischung des Abfalls, die Verweilzeit sowie den Lufteintrag und damit das lokale Sauerstoffangebot hat.

SCHOLZ et al. haben in ihren fundamentalen Untersuchungen zum Verweilzeitverhalten von unterschiedlichen Rostsystemen (Vorschub-, Rückschubroste) im Technikumsmaßstab die folgenden Einflussfaktoren identifiziert [SCH001, BECK00]:

- Geometrie (Rostneigung) und Prinzip (Vorschub, Rückschub),
- lokale Roststabgeschwindigkeit (Hublänge, -frequenz) und aufgegebenen Massenstrom (teilweise Grenzschichtausbildung) und
- Form der Abfallpartikel (teilweise Entmischungsprozesse).

Im Vergleich zwischen Vorschub- und Rückschubrost kommen SCHOLZ et al. zum Schluss, dass der Rückschubrost eine höhere Durchmischung, eine breitere Verweilzeitverteilung und höhere Betthöhen (= größerer lokaler Hold-up an Brennstoff) aufweist.

3.2.2 Feuerraumgeometrie

Die Feuerraumform und -geometrie haben einen großen Einfluss auf die Verbrennungsgüte, wobei sich aber eine allgemeingültige einheitliche Bauform aufgrund unterschiedlicher Philosophien und Erfahrungen nicht herausgebildet hat [SCHA86]. Es werden prinzipiell drei Möglichkeiten der Ausbildung des Feuerraums unterschieden, die wesentlichen Einfluss auf die Strömung der Rauchgase und die einhergehenden Temperaturprofile haben. Unterscheidungsmerkmal ist die Lage des Übergangs vom Feuerraum zum Strahlungszug des Kessels in Bezug auf die Förderrichtung des Rostes. Nach der Strömungsart werden Gleich-, Mittel- und Gegenstromfeuerung unterschieden.

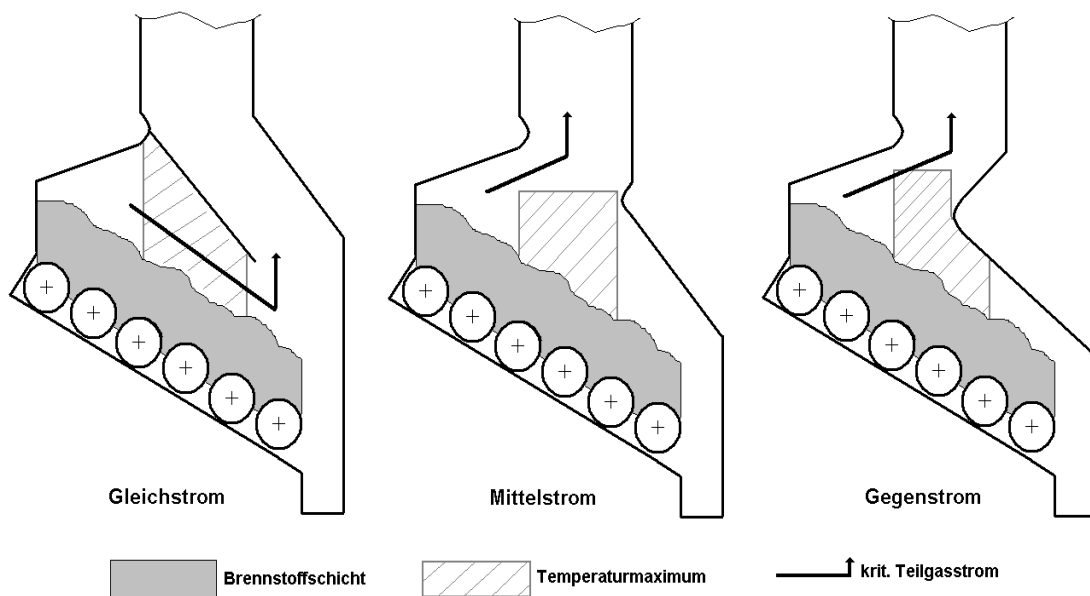


Abbildung 3-9: Unterschiedliche Ausführung der Feuerraumgestaltung
(Rosttyp nur schematisch) [BILI90, REIM92]

Die Gleichstromfeuerung eignet sich hauptsächlich für heizwertreiche Abfälle mit geringem Feuchtegehalt [ERIK99]. Die Rauchgase werden parallel zur Transportrichtung des Rostes über die Hauptverbrennungszone des Rostes geführt, was sich positiv auf den Ausbrand der kohlenwasserstoffhaltigen Trocknungs- und Pyrolysegase, den kritischen Teilgasstrom, auswirkt.

Die Gegenstromfeuerung führt die Rauchgase aus der Hauptverbrennungszone über den Rostbeginn und unterstützt dadurch die Trocknung und Zündung des Feststoffs, was positive Auswirkungen bei Abfall mit hohem Feuchtegehalt und niedrigem Heizwert hat, der heutzutage vorrangig in Asien zu erwarten ist [ERIK99]. Der kritische Teilgasstrom wird aber prinzipbedingt nicht direkt durch die Zone der maximalen Temperatur gefördert.

Die Mittelstromfeuerung stellt einen Kompromiss der zuvor genannten Varianten dar, welcher deren Vorzüge verbinden soll. Die Art der Feuerraumgestaltung richtet sich prinzipiell auch nach der eingesetzten Rostart.

Im direkten Vergleich der Geometrien im Versuchsmaßstab zeigte sich, dass das Temperaturniveau gegen Ende des Rostes im Gleichstrombetrieb deutlich über dem Niveau bei der Gegenstromfeuerung lag [MERZ95]. Das Brenngut wird daher im Gleichstrombetrieb deutlich

länger einer höheren Temperatur ausgesetzt [REEC91]. Dieser Unterschied kann für nachgelagerte Prozesse (Aschebehandlung etc.) von besonderer Bedeutung sein.

Die für die heute dominierenden Geometrien typischen Temperaturprofile zeigt Abbildung 3-10, wobei aber aufgrund gestiegener Heizwerte von einem höheren Temperaturniveau als dargestellt auszugehen ist:

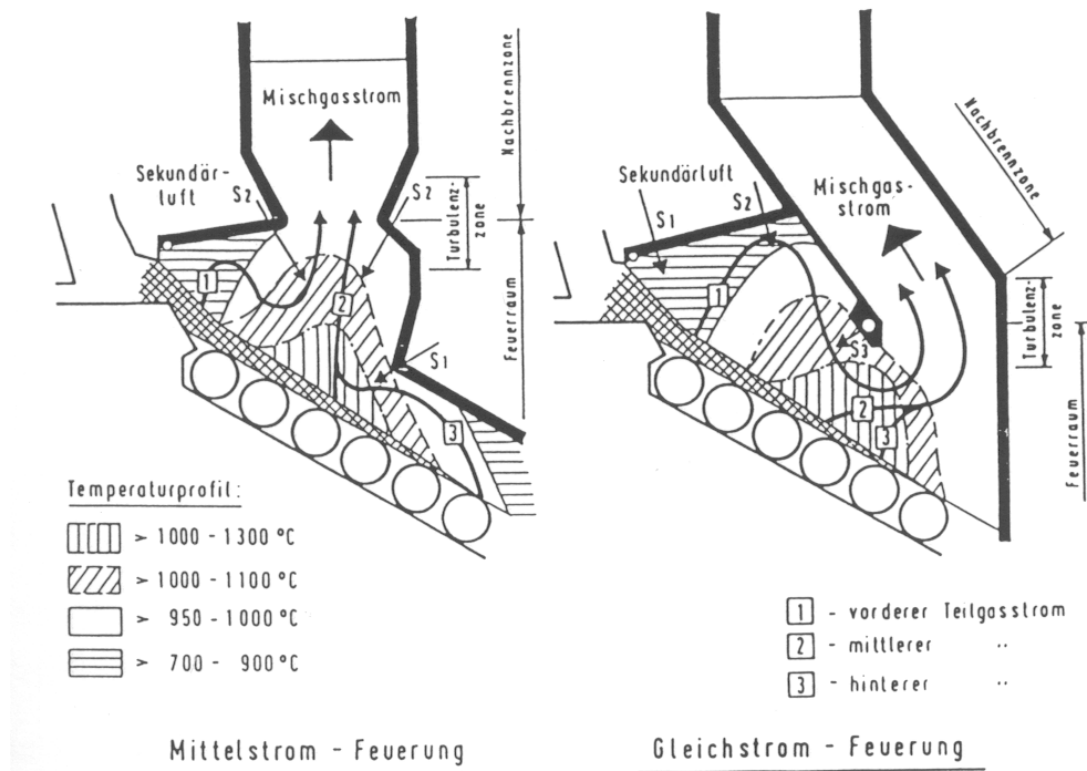


Abbildung 3-10: Typische Temperaturprofile [HORC85]

ANDREOLI formulierte aus Sicht eines Anlagenherstellers folgende Gestaltungsrichtlinien für Feuerraumgeometrien und dazugehörige Prozessparameter, die mittels Messprogrammen identifiziert worden sind. Anlass für die Untersuchungen war der steigende Heizwert des Abfalls aufgrund der Zunahme an heizwertreichem Material und die daraus resultierenden Betriebsprobleme [ANDR92]:

- Ausbildung der Geometrie als Mittelstromfeuerung,
- Konstruktive Gestaltung einer Einschnürung in der Rauchgasströmung im Bereich des Eintritts in den ersten Zug,
- Anordnung von Sekundärluftdüsen unterhalb der Einschnürung,
- Hoher Impulseintrag durch Sekundärluft durch hohe Austrittsgeschwindigkeiten und große Düsendurchmesser und
- Bestampfung der Kesselwände bis auf die Höhe des vollständigen Ausbrands.

Trotz dieser deutlich formulierten Prinzipien ist aber die Auswahl einer bestimmten Gestaltungsart hersteller- und auch planerabhängig. Eine falsche Wahl kann in der Praxis aber nach wie vor dazu führen, dass erst nach Inbetriebnahme in Simulationen identifizierte umfangreiche Änderungen gegenüber der wärmetechnischen Auslegung einzuführen sind, da ansons-

ten die Anlage die Garantiewerte insbesondere bezüglich der Feuerungsleistung nicht einhalten kann [HILL96].

3.2.3 Luftzufuhr bei der Verbrennung

Zur Verbrennung des Abfalls wird Luft benötigt. Neben der Bereitstellung des Oxidationsmittels Sauerstoff dient die Verbrennungsluft auch der Trocknung des Abfalls, der Turbulenzbildung in der Vermischungszone für die aufsteigenden Rauchgase, der Kühlung des Rosts, der Verhinderung von Anbackungen und Verschlackungen im Feuerraum.

Bei bekannter elementarer Zusammensetzung des Abfalls kann der stöchiometrische Luftbedarf für die Verbrennung berechnet werden. Um bei der Inhomogenität des Brennstoffs Abfall einen guten Ausbrand zu gewährleisten, werden thermische Abfallbehandlungsanlagen generell deutlich überstöchiometrisch betrieben [BORN98, REIM95]. Die Luftüberschusszahl beträgt üblicherweise ca. 1,5 bis 2,0 [SCHO01]. In modernen Anlagen ist sie eher am unteren Ende dieses Bereichs angesiedelt. Im Rauchgas befindet sich dementsprechend ein Sauerstoffanteil (>6 Vol.-%), der nicht bei der Verbrennung verbraucht wird.

Eine Absenkung der Luftüberschusszahl verringert den Abgasvolumenstrom. Rauchgasreinigung, Gebläse und Kamin können somit kleiner dimensioniert werden [REIM95]. Dieser wirtschaftliche Effekt ist nicht zu vernachlässigen, da die Anforderungen an die Rauchgasreinigung und damit die Kosten immer höher werden. Die Bestrebungen gehen dahin, dass trotz möglichst kleiner Luftüberschusszahl der Ausbrand gewährleistet ist und die gesetzlichen Forderungen eingehalten werden. Hier können Simulationsmethoden bereits im Vorfeld sinnvolle Unterstützung bieten.

Um gezielt Einfluss auf die Feuerung und Rauchgasführung nehmen zu können, erfolgt die Verteilung der Verbrennungsluft mit Hilfe von bis zu drei verschiedenen Luft- und Rauchgasrezirkulationssystemen.

Das Primärluftsystem trägt die Primärluft mit Hilfe eines Gebläses durch die Unterwindzone in die Abfallschüttung ein. Sie wird zonal jeweils entweder lokal unterstöchiometrisch ($\lambda=0,4-0,8$) oder überstöchiometrisch ($\lambda\geq 1,3$) zugegeben, um die Temperaturen im Bereich des Brennbetts zu begrenzen [NOEL00, REIM92, SCHO01]. Durch HUNSINGER et al. wird aber darauf hingewiesen, dass die stöchiometrische Rate der Primärluft (λ_p) die Bedingung $\lambda_p > 0,9$ erfüllen sollte, da sonst der Gesamtausbrand leidet.

Die Gestaltung des Rosts erlaubt eine getrennte Steuerung von mehreren Unterwindzonen. Dadurch ist eine Anpassung der Primärluftverteilung an den Heizwert des Abfalls möglich. Bei einem hohen Heizwert des Abfalls ist die Trocknungszone kurz und es besteht schon früh auf dem Rost ein hoher Luftbedarf in der Hauptverbrennungszone. Das Feuer ist »kurz«. Zum Ende des Rosts hin ist der Luftbedarf dementsprechend klein.

Bei niedrigem Heizwert entsteht eine lange Trocknungszone. Das Feuer verschiebt sich in Richtung Ascheabzug. Der Schwerpunkt des Luftbedarfs folgt dieser Verschiebung. Es entsteht ein »langes« Feuer. Abbildung 3-11 zeigt beispielhaft die Verteilung der Primärluft auf die Luftzonen bei hohem und niedrigem Heizwert. Oft wird die Primärluft teilweise oder vollständig vorgewärmt, um die Trocknungszone bei Abfall mit niedrigem Heizwert zu verkürzen. Zusätzlich ist dadurch eine Steigerung der Feuerraumtemperatur von bis zu 70 °C möglich [Hoos89].

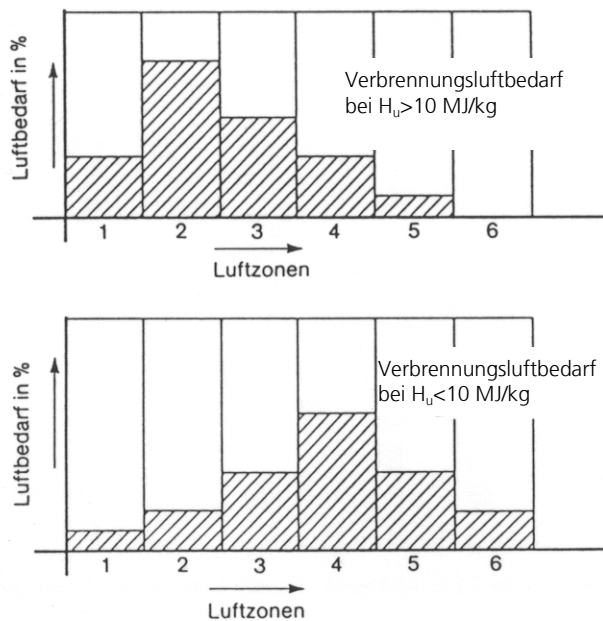


Abbildung 3-11: Typische Primärluftverteilungen [HORC85]

In Versuchsreihen durch REIMANN ist ermittelt worden, dass bei hohen Heizwerten der Schwerpunkt der Primärluftzufuhr im ersten Drittel des Rosts und bei niedrigen Heizwerten im zweiten Drittel liegen sollte [HILL96].

Wie bereits im Abschnitt 3.2.1 erwähnt, hängt der lokale Lufteintrag in das Brennbett auch vom Rostsystem ab. Nach BEHRENDT hat das konkrete Auswirkungen auf den Brennstoffumsatz vor allem in der Hauptverbrennungszone nach Zündung des Abfalls. Er führt in seinen Betrachtungen daher einen so genannten Rostfaktor ein, der diesen Aspekt neben anderen, wie beispielsweise Kurzschlussströmungen, in vorhergesagten Umsatzraten berücksichtigt [BEHR92].

Die restliche Luft wird als Sekundär- oder Tertiärluft (bzw. Plattenluft) dem Verbrennungsvorgang hinzugegeben. Diese Luft hat vorrangig zum Ziel, die aufsteigenden, noch sehr unvollständig vermischten Rohgase zu vermischen und auszubrennen. Die Zudosierung der Luft erfolgt durch Düsen, um einen möglichst hohen Impuls zu erreichen. Anstelle von Luft wird vielfach auch rezirkuliertes entstaubtes Rauchgas genutzt, um damit unter anderem die der Rauchgasreinigung zugeführte Rauchgasmenge zu minimieren.

3.2.4 Prozessschritte bei der Verbrennung

Die Verbrennungscharakteristik von Abfall weicht aufgrund seiner Eigenschaften von denen der Regelbrennstoffe ab. So führt der üblicherweise hohe Gehalt an Flüchtigen zu einer frühen Zündung. Im Vergleich zur Verbrennung von Holz in derselben Anlage liegt die Hauptverbrennungszone auf den vorderen Zonen, während beispielsweise bei Holz das Reaktionsmaximum weiter nach hinten verlagert ist [HUNS99].

Die Umsetzung des Abfalls erfolgt in mehreren ineinander übergreifenden Teilschritten [KÜNS87]. Zunächst wird der feuchte Abfall durch die das Brennbett durchströmende Primärluft und durch Strahlung aus der Brennkammer aufgeheizt und getrocknet. In der anschließenden Entgasungsphase werden die flüchtigen Bestandteile ausgetrieben. Der dann vorliegende koksähnliche Feststoff wird in der Vergasungsphase zu gasförmigen Produkten (beispielsweise CO , CO_2) oxidiert. Sowohl die brennbaren Produkte der Entgasung als auch der Vergasung werden in der Brennkammer ausgebrannt, so dass in dem Gasraum über dem Brennbett hohe Temperaturen erreicht werden und somit die zum Aufheizen und Trocknen benötigte Strahlungsenergie zur Verfügung steht. Eine schematische Darstellung dieser Vorgänge im Feststoffbett ist in Abbildung 3-12 dargestellt.

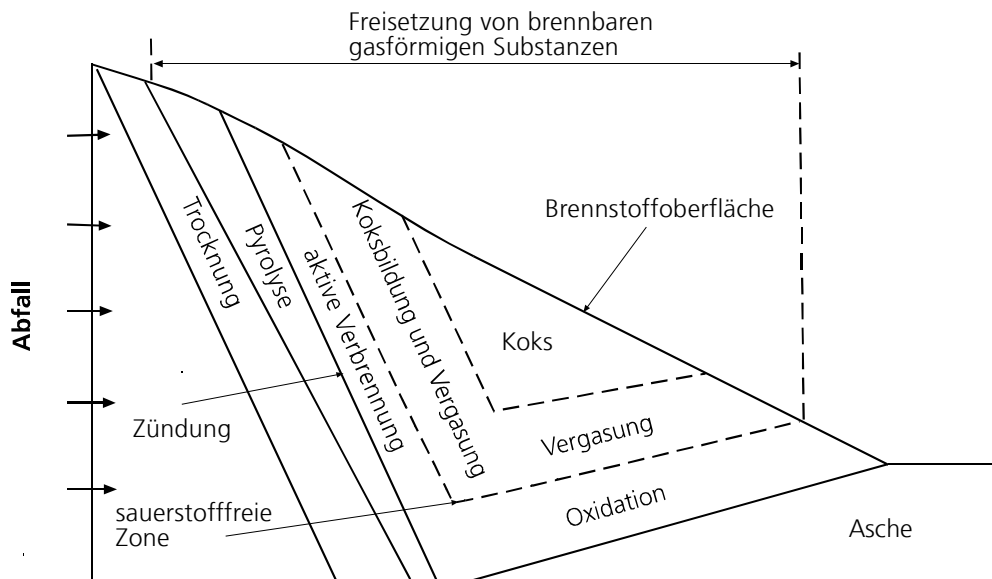


Abbildung 3-12: Schematische Darstellung der Reaktionsvorgänge auf einem Rost nach ROGERS et al. (siehe Darstellung in [MADS99, JØRG98])

Es ist zu erkennen, dass die Phasen nicht nur eindimensional entlang des Rostes durchlaufen werden, sondern dass auch eine Stufung über der Höhe des Brennbettes vorliegt. Auf dem Rost laufen die Teilprozesse auch nicht streng nacheinander ab, sondern überlagern sich je nach Feuerraumgestaltung, Rostsystem (Durchmischung), Abfallzusammensetzung und Schüttungshöhe mehr oder weniger deutlich. Nachfolgend werden die einzelnen Vorgänge noch weiter vertieft.

3.2.4.1 Trocknung

Parallel zum Aufheizen erfolgt die Trocknung der feuchten Abfälle, verstärkt in einem Temperaturbereich ab 65°C [KÜNS87] aufwärts. Die zum Verdampfen der Feuchte erforderliche Energie wird einerseits durch Strahlung aus der Brennkammer (Flammenstrahlung und Strahlung der Brennkammerwände) und andererseits durch konvektiven Wärmeübergang von der das Brennbett durchströmenden Luft geliefert. Die Trocknungsintensität ist direkt abhängig von der Trocknungsluftmenge [HUNS00]. Eine Vorwärmung der Luft unterstützt die Trocknung. Da für das Aufheizen kein Sauerstoff benötigt wird, kann in diesem Bereich auch rezirkuliertes Rauchgas verwendet werden.

Der Wasserballast des Abfalls besteht hauptsächlich aus Oberflächen- und Porenwasser. Sobald das Wasser ausgetrieben ist, steigt die Temperatur schnell bis auf Zündtemperatur an. Nach REIMANN und HÄMMERLI werden etwa 0,75 m³ Luft pro kg Abfall für die Trocknung benötigt [REIM92].

3.2.4.2 Entgasung, Pyrolyse

Zur Entgasung kommt es nach Abschluss der Trocknung bis zur Zündung des Abfalls. Während der Entgasungsphase, auch Pyrolyse genannt, werden im Temperaturbereich von etwa 250 bis 600°C organische Verbindungen thermisch zersetzt und flüchtige Bestandteile ausgetrieben [SATT90].

Die Energiezufuhr erfolgt analog zur Trocknung. Es werden langkettige organische Verbindungen zu Koks und gasförmigen, kurzkettigen Kohlenwasserstoffen, beispielsweise Methan (Anteil in Pyrolysegasen: 10-15 Vol.-%), Wasserstoff (5-30 Vol.-%) sowie Kohlenmonoxid (30-35 Vol.-%) und auch Kohlendioxid (20-40 Vol.-%) umgesetzt. Längerkettige Kohlenwasserstoffe treten mehr oder weniger als Minoritätskomponenten auf [THOM94].

Die gebildeten Schwelgase und Kohlenwasserstoffe reagieren nach dem Einsetzen der Zündung und bei ausreichendem Sauerstoffangebot in der Gasphase unmittelbar weiter.

Zurück bleibt ein Gemisch aus einem festen, kohlenstoffhaltigen Rückstand (Abfallkoks) und Asche. Der zurückbleibende Koks ähnelt in seinen Eigenschaften dem Braunkohlenkoks [THOM94].

Die Geschwindigkeit dieser pyrolytischen Zersetzung wird bestimmt durch die zugeführte Wärmemenge. Die Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte ist u.a. abhängig von der Zusammensetzung des Abfalls, der Aufheizgeschwindigkeit und der Feststofftemperatur.

Die beim Erreichen der Zündtemperatur einsetzende Zündung markiert den Zeitpunkt, ab dem die vom System selbst entwickelte Wärmemenge die von außen zugeführte Wärmemenge übersteigt, die Reaktionen nun also ohne externe Energiezufuhr aufrechterhalten werden können. Die Zündtemperatur der Schwelgase aus der Entgasungsphase liegt bei etwa 250 bis 300°C, die des Feststoffes bei etwa 750-850°C [THOM83]. Die sich ausbildende Zündfront ist räumlich eng begrenzt und weist hohe Temperaturgradienten auf, da der Abfall nur über eine sehr geringe Wärmeleitfähigkeit verfügt [REIM92, ROGE74, BEHR92].

Die Entgasung/Pyrolyse ist ein endothermer Prozess, wobei der genaue Wärmebedarf von den Reaktionsrandbedingungen abhängt und aufgrund seiner Vielfältigkeit nicht hinreichend gut zu bestimmen ist. Nach RASCH, der verschiedene Entgasungsverfahren für Abfallstoffe untersuchte, sind so genannte Verkokungswärmen für wasserbeladenen Abfall von ca. 3.000-3.800 kJ/kg anzusetzen [RASC74]. Dieser Wert enthält auch die anteilige Verdampfungswärme für den im Abfall enthaltenen Wasserballast.

3.2.4.3 Vergasung, Verbrennung

Die Umsetzung des entgasten, kohlenstoffhaltigen Feststoffes erfolgt in der anschließenden Vergasungsphase bei Temperaturen zwischen 800 und 1.350 °C [THOM83]. Diese Reaktion kann sowohl mit Sauerstoff als auch mit Kohlendioxid, Wasserdampf oder Wasserstoff erfolgen.

Die Verbrennungszone kann abhängig vom Sauerstoffangebot grob in eine Zone mit vollkommener und unvollkommener Verbrennung unterteilt werden (Abbildung 3-12). Im unteren Bereich des Brennbettes kann aufgrund des ausreichend hohen Sauerstoffangebots eine vollständige Oxidation des Kohlenstoffs zu Kohlendioxid erfolgen. Diese Reaktion verläuft exotherm und stellt Wärme für die weiteren, z.T. endothermen Vergasungsreaktionen bereit.

Ist die Sauerstoffkonzentration der Primärluft nicht mehr ausreichend für eine vollständige Oxidation, erfolgt die weitere Vergasung nach der Boudouard-Gleichgewichtsreaktion zu Kohlenmonoxid hauptsächlich mit dem Kohlendioxid, das bei der vollständigen Oxidation gebildet wurde. Mit zunehmender Temperatur verschiebt sich das CO/CO₂-Verhältnis (Boudouard-Gleichgewicht) ebenfalls zu CO [THOM94], was bei der Abfallverbrennung auch mit der Abnahme von Sauerstoff korreliert [ROGE74].

Bei Anwesenheit von Wasserdampf wird ein Teil des Feststoffes nach der Wassergasgleichgewichtsreaktion zu Kohlenmonoxid und Wasserstoff umgesetzt. Bei Wasserdampfüberschuss und einer Temperatur kleiner als 830°C erfolgt die Vergasung mit Wasserdampf zu Kohlendioxid und Wasserstoff.

Nach ROGERS et al. gehen diese Reaktionen auch mit einer messbaren Temperaturerniedrigung des Brennbetts einher, was in Versuchen nachgewiesen wurde. In dieser Untersuchung wurde auch festgestellt, dass die Wassergasreaktion an der Brennbetttoberfläche nahezu im Gleichgewicht stand [ROGE74].

Das resultierende Konzentrationsprofil innerhalb des Feststoffbetts ist in Abbildung 3-13 gezeigt. Der Parameter b steht dabei für die absolute Betthöhe, während der Parameter a die spezifische Höhe angibt, ab der aufgrund von Reaktionen kein freier Sauerstoff mehr zur Verfügung steht.

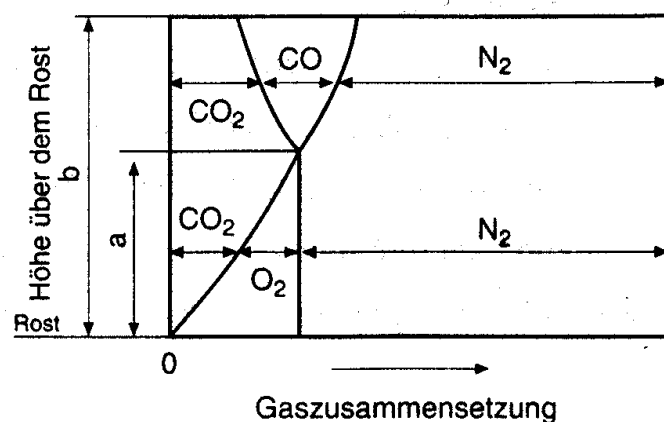


Abbildung 3-13: Gaszusammensetzung in verschiedenen Höhen über dem Rost [REIM92]

Der Prozess der Vergasung folgt einer bestimmten Charakteristik, wie sie durch BREM, GORT und auch ROGERS nachgewiesen wurde. Nach BREM und GORT lässt sich das nach der Zündung einsetzende Vergasungsregime dreifach unterteilen, wobei das Unterscheidungsmerkmal der angebotene Sauerstoffgehalt ist [BREM93]. Das erste Regime wird unvollständige Vergasung oder »non-equilibrium burning« genannt. Es ist dadurch charakterisiert, dass der Sauerstoffgehalt nicht dazu ausreicht, den Restkoks zumindest partiell zu oxidieren (Luftzahl $\lambda \ll 1$). Das zweite Regime wird vollständige Vergasung oder »limited-by-ignition« genannt. Die partielle Oxidation des Restkokes ist zwar vollständig durchlaufen, aber es befindet sich ein noch brennbares Gas in der Gasphase (Luftzahl $\lambda < 1$). Das dritte Regime wird vollständige Verbrennung genannt, was mit einer Mischung korreliert, die mindestens stöchiometrisch ist (Luftzahl $\lambda \geq 1$).

Die Zündfront bewegt sich von der Oberfläche in Richtung Rost abwärts. Diese Phase wird nach ROGERS [ROGE72] auch »underfeed burning« genannt und ist vergleichbar mit der unvollständigen und der vollständigen Vergasung nach BREM und GORT. Wenn die Zündfront den Rost erreicht hat, setzt nach ROGERS das »overfeed burning« ein, welches nun mit der vollständigen Verbrennung konform ist. Die sich dabei typischerweise ausbildende Anordnung der Reaktionsregime ist in Abbildung 3-12 zu sehen.

3.2.4.4 Homogene Gasphasenreaktion

Der Entgasungs- und Vergasungsphase folgen homogene Gasphasenreaktionen der dann entstandenen brennbaren Gase, die nun bei entsprechendem Sauerstoffangebot vollständig oxidiert werden. Als Oxidationsmittel steht entweder der im Rohgas enthaltene Restsauerstoff oder die in die Brennkammer eingedüste Sekundärluft bzw. das Rezirkulationsgas zur Verfügung. Um den Ausbrand der gasförmigen Produkte sicherzustellen, sind eine ausreichend hohe Brennkammertemperatur ($>850^{\circ}\text{C}$), eine Mindestverweilzeit ($>2\text{s}$) und eine minimale Sauerstoffkonzentration ($> 6 \text{ Vol.-%}$ bei vollständiger Vermischung) in Deutschland gesetzlich vorgeschrieben.

Im Feuerraum über und, bei ausreichender Sauerstoffversorgung, auch in den Zwischenräumen, der Abfallschüttung werden die gasförmigen Pyrolyse- und Vergasungsprodukte unter überstöchiometrischen Bedingungen vollständig oxidiert. Je nach Prozessführung und Gaszusammensetzung werden Temperaturen zwischen $1.000 - 1.500^{\circ}\text{C}$ erreicht.

Es werden aber trotz deutlich überstöchiometrischer Verhältnisse im Feuerraum durch nicht ausreichende Durchmischung und Verweilzeiten auch unverbrannte bzw. nur teilweise verbrannte Gase und Flugasche mit dem Rauchgas abgeführt.

3.2.5 Fazit

Tabelle 3-8 fasst die bisherigen Erkenntnisse aus der Betrachtung der thermischen Abfallbehandlung zusammen:

Tabelle 3-8 Zusammenfassung der Charakteristika der thermischen Abfallbehandlung

Art	Charakteristika	Auswirkung auf...
Förderprinzip, Rostsystem	Unterschiedliche Prinzipien und geometrische Ausführungen mit starker Einflussnahme auf Fördergeschwindigkeit und Durchmischung	Verweilzeit, Vermischung, Verbrennungsvorgang
Geometrie Feuerraum (FR)	Unterschiedliche Prinzipien (geometrische Ausführungen) mit starker Einflussnahme auf Feuerraum-Temperaturprofil	Verbrennungsvorgang (Trocknung, Zündung, heißeste Zone)
Luftverteilung	Luftzuführung/-verteilung je nach Abfallqualität und Feuerungsprinzip	Verbrennungsvorgang
Verbrennungsreaktionen	Einzelne Schritte (Trocknung, Pyrolyse, Vergasung) haben wesentliche, aber unterschiedliche Einflüsse auf Verbrennung	Verbrennungsvorgang, Wärmehaushalt
	Flüchtigenentgasung ist komplexe Funktion von Temperatur, Aufheizung, Abfallzusammensetzung (stofflich, elementar)	Verbrennungsvorgang, Reaktionen
	In Sauerstoffmangelzonen treten andere Reaktionen bei Koksvergasung in den Vordergrund (Boudouard, Wassergas)	Verbrennungsvorgang, Wärmehaushalt
	Auftretende Effekte haben mindestens zweidimensionalen (z.T. auch 3D) Charakter	Schüttung, Verbrennungsvorgang

3.3 Wesentliche Einflussgrößen der Abfallverbrennung

Die wesentlichen Einflussgrößen auf die Vorgänge im Feststoffbett und in der Brennkammer sind somit zusammengefasst:

1. die physikalischen und chemischen Eigenschaften der Abfälle,
2. das lokale Sauerstoffangebot über die Luftzufuhr und die resultierenden lokalen Konzentrationen der Reaktionsgase,
3. die lokalen Temperaturen der Feststoff- und Gasphase,
4. das Reaktorverhalten, d.h. die Mischungsverhältnisse in der festen und gasförmigen Phase und
5. die Verweilzeit und das Verweilzeitverhalten der Feststoffe.

Eine Übersicht dieser Haupteinflussgrößen in Verbindung mit ihren auslösenden Eigenschaften zeigt Tabelle 3-9. Gerade bei Rostsystemen lassen sich bei entsprechender Zoneneinteilung des Rostes die Haupteinflussgrößen wie Sauerstoffpartialdruck, Temperatur und Verweilzeit durch Maßnahmen wie Luftstufung, Abgasrückführung und Sauerstoffanreicherung sowie getrennte Geschwindigkeiten der einzelnen Rostelemente variieren. Dies erklärt die vielfältigen verfahrenstechnischen Ansätze, die im Bereich der Rostverbrennung eingesetzt werden.

Tabelle 3-9: Einflussgrößen auf den Prozess einer Rostfeuerungsanlage [KÄMP97, SCHO01]

Einflussgröße	Charakterisiert durch...
Brennstoff	Chemische Eigenschaften (elementare und stoffliche Zusammensetzung), physikalische Eigenschaften (beispielsweise Korngröße, Korngrößenverteilung)
Sauerstoffangebot	Lokale Verfügbarkeit, wobei üblicherweise eine überstöchiometrische (Verbrennung), aber auch eine understöchiometrische Einstellung (Vergasung) möglich ist Stufung der Zugabe über der Rostlänge oder durch variierende O ₂ -Konzentration (Sauerstoffanreicherung, Abgasrückführung), direkte Beeinflussung der Verbrennungsvorgänge auf dem Rost
Temperatur	Lokale Einstellung abhängig von der jeweiligen Rostzone und Betthöhe sowie Verbrennungsfortschritt und Sauerstoffangebot (eingeschränkte) Steuerung durch Brennstoffmengenstrom und Temperatur sowie Menge der zugeführten Verbrennungsluft
Reaktorverhalten Brennstoffbett	Schür-/Transportwirkung (Durchmischung) des Rostsystems
Reaktorverhalten Gasphase	Geometrische Gestaltung des Feuerraums, Strömung durch die Brennstoffschüttung laminar, Strömung durch Feuerraum turbulent
Verweilzeit	Massenstrom, Korngrößenverteilung, Rostgeschwindigkeit (Feststoff) und die geometrische Ausführung (Gas)

Die in der Tabelle 3-9 angeführte Temperatur als abhängige Größe wird bei der folgenden Ableitung des Pflichtenhefts nicht weiter angeführt, da sie direkt abhängig von den zu modellierenden exogenen Einflüssen ist.

3.4 Pflichtenheft für die Modellierung

Die in den vorhergehenden Abschnitten erläuterten wesentlichen Einflussgrößen auf den Prozess sind nun zwingend in einem Modell abzubilden und anschließend anhand von Messwerten oder anderen geeigneten Daten am Modell zu validieren.

Die folgende Aufzählung fasst zusammen, welche Charakteristika und Einflussgrößen aufgrund ihrer Dominanz konsequenterweise abzubilden sind.

- Brennstoff
Die dominierenden Parameter sind die elementare Zusammensetzung (inkl. der Aufteilung des Brennbaren in Flüchtige und Koks) sowie der Wasser- und Aschegehalt, aus denen sich der Heizwert für die wärmetechnische Berechnung abbilden sowie die Menge der entstehenden Substanzen bestimmen lässt. Die Abschätzung der Partikelform und die resultierende spezifische Oberfläche sind für die Bestimmung von Reaktionsraten notwendig.
- Brennstoffschüttung
Die Schüttung weist einen mindestens zwei- und oftmals dreidimensionalen Charakter aus, der aus der unterschiedlichen Belegung in der Breite im Aufgabebereich einerseits und der Reaktionsfortschritte in der Höhe andererseits resultiert. Die Schüttungsporosität (Lückengrad der Schüttung) und damit das Angebot an das Brennbett durchströmendem Sauerstoff sind für die zur Verfügung stehenden Reaktionen notwendig.
- Rost
Die Rostsysteme verfügen über unterschiedliche Förderprinzipien, was dazu führt, dass der Verbrennungsvorgang und die Vermischung des Brennstoffs von der Förderart direkt abhängen. Zudem bedingt die Art des Lufteintrags unterschiedliche lokale Sauerstoffangebote, welche das Umsatzverhalten beeinflussen können.
- Luftzufuhr
Durch die geregelte Zufuhr an Luft lässt sich der Verbrennungsvorgang direkt beeinflussen. Neben der Art der Verteilung ist die Vorwärmung sowie eine Substitution durch Rauchgas möglich. Auch die Anreicherung der Luft mit zusätzlichem Sauerstoff zur lokalen Intensivierung der Verbrennung wird bereits praktiziert [MART93].
- Reaktionen, Reaktionsprodukte
Neben der Verbrennung treten weitere, ebenfalls dominierende Prozessschritte auf, die wesentlichen Einfluss auf den Gesamtprozess haben. Zu nennen sind die Trocknung, die Pyrolyse, die Vergasung und die homogenen Gasphasenreaktionen (Ausbrand der brennbaren gasförmigen Substanzen). Dabei treten die Reaktionen insbesondere auch überlappend auf, so dass zugunsten einer gleichzeitigen Betrachtung eine Reihenschaltung der Phänomene zurücktreten muss. Weiterhin ist die dominierende Vergasungsreaktion (partielle Oxidation) aufgrund eines möglichen kompletten Sauerstoffverzehrs um weitere Reaktionen (Boudouard, Wassergas) zu ergänzen.
- Geometrie des Feuerraums und des Reaktors
Die Geometrie des Feuerraums und damit der Strom der aufsteigenden Rauchgase haben erheblichen Einfluss auf den Verbrennungsfortschritt, da Teilreaktionen (Trocknung, Pyrolyse) dadurch erst angestoßen werden.

Neben diesen Pflichten, die der Prozess dem Modell diktiert, sollen auch folgende Kriterien eingehalten werden, um die Anwendungsorientierung des Modells zu gewährleisten:

- Das Modell soll individuell eingesetzt werden können, um einen schnellen Einsatz in möglichst vertrauter Umgebung für den Anwender zu erreichen.
- Die Berechnungszeit ist derart zu gestalten, dass innerhalb eines vergleichsweise kurzen Zeitraums Ergebnisse zu erhalten sind. Ergänzend dazu sollen die Ergebnisse mindestens hinreichend genau sein, um mit ihnen arbeiten zu können. Hinreichend genau bedeutet dabei, dass qualitativ die beobachtbaren Phänomene abgebildet werden. Eine quantitative Genauigkeit wird aufgrund der Inhomogenität des abzubildenden Brennstoffs nicht möglich sein.
- Weiterhin ist das Modell derart flexibel zu gestalten, dass eine Vielzahl von variablen Fragestellungen bearbeitet werden kann. Insbesondere die Abbildung von verschiedenen geometrischen Varianten, die den Markt dominieren, soll dabei möglich sein.

In Abschnitt 4.3.1 wird das Pflichtenheft auf bekannte Modellvorstellungen angewandt, um die unterschiedlichen Lösungsansätze zu bewerten und die eigene Modellierung vorzubereiten.

4 Erkenntnisstand und Entwicklungstendenzen im Bereich Strömungssimulation und Brennbettmodellierung

Die Untersuchung von Phänomenen bei der Verbrennung von Festbrennstoffen hat eine lange Tradition und ist so alt wie die Technik selbst. Als Beispiel seien Untersuchungen von MEIER [MEIE35], TANNER [TANN34], LEYE [LEYE34] sowie ROSIN, KAYSER, FEHLING [ROSI35] von 1933-1935 erwähnt, die das Zünd- und Verbrennungsverhalten sowie den einhergehenden Rostverschleiß von Rostfeuerungen über Studien des Konzentrations- und Temperaturverlaufs im Brennbett und im Rost selber praktisch zu charakterisieren suchten. Die damals erarbeiteten Grundlagen haben heutzutage weiterhin Gültigkeit. Der wesentliche Unterschied zum gegenwärtigen Stand der Forschung zeigt sich in den heute möglichen Analysemethoden und den entsprechenden Modellbildungs- und Simulationstechniken.

Der Schwerpunkt der Entwicklungen auf dem Gebiet der thermischen Abfallbehandlung hat sich zunächst auf sekundäre Maßnahmen zur Verbesserung der Qualität der Reststoffe (Aschen, Rauchgas, Schlacken), auf Maßnahmen zur Maximierung der Auskopplung von Energie sowie flankierend auf Erschließung von Kostenreduzierungspotenzialen konzentriert [WOLF95]. Neuere Ansätze haben nun so genannte primäre Maßnahmen zum Ziel, die direkt die lokale Entstehung von Schadstoffen minimieren oder unterdrücken sollen [MERZ95, WIES99]. Zu diesen Maßnahmen zählen beispielsweise die NO_x -Minderung durch kontrolliert reduzierende Zonen im Feuerraum, die Sinterung von Rostaschen zur Immobilisierung von Schadstoffen bereits in der Brennkammer oder strömungsoptimierte neuartige Geometrien.

Im Fokus des Interesses stehen bei diesen Ansätzen insbesondere die Temperatur- und Konzentrationsverteilung sowie das einhergehende Strömungsprofil im Feuerraum, welche die einzelnen Maßnahmen durch gezielte Einstellung erst möglich machen. Gerade dafür bietet sich die Simulation der Strömungs-, Konzentrations- und Temperaturprofile als unterstützendes Medium zur Erfolgsvorhersage bzw. zur Überprüfung der Maßnahmen an.

Im Folgenden werden nun unterschiedliche Strategien zur Strömungssimulation vorgestellt, die teilweise auch die Erzeugung der Konzentrations- und Temperaturprofile liefert. Abschließend wird auf den Zusammenhang zwischen Brennbettmodellierung und Strömungssimulation näher eingegangen und erläutert, warum beide Ansätze notwendigerweise gemeinsam zu nutzen sind.

4.1 Simulationstechniken zur Strömungsvisualisierung

Um diese neuen Entwicklungspotenziale zu heben, bieten sich insbesondere Simulationen des Strömungszustands an, da eine starke Verknüpfung zwischen der Strömungsbildung und den Temperatureffekten (Thermik, Vermischung) einerseits und der lokalen Speziesverteilung andererseits herrscht. Zudem lassen sich durch die Abbildung der Strömungsverhältnisse zumindest qualitative Aussagen zur Erosions-, Korrosions- und Anbackungsneigung an den Wänden und eingehängten Wärmetauscherrohren machen.

Simulationen von thermischen Abfallbehandlungsanlagen reichen zunächst einmal von einfachen wärmetechnischen Simulationsrechnungen im Strahlraum [BORN98] über Kaltgasströmungsmodelle an maßstabsverkleinerten Modellen [WILLI88, CHOI94] bis hin zu komplexen Modellen für die Kopplung von sehr detaillierten Brennbett- und Strömungssimulationsmodellen [PETE94, RÜCK00].

Vorrangig interessant sind die physikalischen und die mathematischen Modellierungsansätze. Zu den physikalischen Ansätzen zählt die Visualisierung der Strömung in so genannten kalten Strömungsmodellen, die mit Wasser oder Luft betrieben werden. Als Mittel zur Visualisierung werden Rauch, Nebel oder auch Partikel benutzt, die keine Einwirkung auf die Strömung haben.

Dabei beruht die Modellbildung auf der Verkleinerung der realen Anlagen in einen Labormaßstab, wobei die Ähnlichkeitsbedingungen zur geometrischen, dynamischen, thermischen und chemischen Ähnlichkeit im Prinzip einzuhalten sind. In praxi sind aber diese Ähnlichkeiten nicht gemeinsam zu erfüllen, da die beschreibenden Kennzahlen eine Abhängigkeit von der Geometrie haben. Daher ist nur eine partielle Ähnlichkeit zu erzielen, die dann auch nur eingeschränkte Ergebnisse liefert [GÖRN86].

Üblicherweise werden die Geometrie ähnlich und die Fluidodynamik, beschrieben durch die Reynolds-Zahl Re (Verhältnis Trägheits- zu Viskositäts-/ Reibungskräften), konstant gehalten, was aber durch SCHETTER et al. als wenig aussagekräftig bezeichnet wird [SCHE90]. Ergänzend dazu wird auch in Einzelfällen das Impulsverhältnis in der Vermischungszone zwischen Sekundärluft und Rezirkulationsgas im Modell und der realen Anlage konstant gehalten [STE95].

Übliche Untersuchungen versuchen insbesondere die Art der Vermischung und die Verweilzeit der Rohgase in Nachbrennkammern nachzubilden, um Aussagen zu einer optimalen geometrischen Ausgestaltung sowie Primär- und Sekundärluftverteilung zu erlangen [TEIC98, AHME89, STEIN95].

WILLIAMS et al. bemängeln in ihrer Arbeit, dass zahlreiche andere Studien zwar die geometrische Ähnlichkeit beinhalten, nicht aber die fluiddynamische. Sie kommen aber grundsätzlich zu der Aussage, dass diese Art der Strömungssimulation, die die Regeln der Dimensionsanalyse befolgt, belastbare Ergebnisse liefert. Nur im Bereich von Brennern, die sich durch eine Flammene Ausbildung und hohe Temperatur- und Dichtegradienten auszeichnen, ist eine besondere Anpassung erforderlich; ansonsten werden hier falsche Ergebnisse vorhergesagt [WILL88].

SHIN et al. weisen in ihrer Studie darauf hin, dass insbesondere die oftmalige aufwändige Änderung von geometrischen Varianten und die Vernachlässigung von thermischen und chemischen Effekten dazu geführt haben, dass zusätzlich zu maßstabsverkleinerten Strömungsmodellen ein numerisches Modell für eigene Untersuchungen entwickelt worden ist [SHIN98].

Zusammenfassend ist zu konstatieren, dass die kalten Strömungsmodelle insbesondere die lokale Wärmefreisetzung ausklammern, die durch lokale Dichteänderungen (Thermik) erheblichen Einfluss auf das Strömungsverhalten hat.

Wie bereits von SHIN erwähnt, ist zur Berücksichtigung aller Einflüsse auf numerische Methoden zurückzugreifen, die in CFD-Programmen (Computational Fluid Dynamics) enthalten sind. Diese Programme erlauben die räumliche und zeitliche Lösung von Transportgleichungen für Massen-, Energie- und Spezieserhaltung innerhalb einer festzulegenden Geometrie. Dabei werden vielfach Modelle zur Verfügung gestellt, die beispielsweise den Strahlungswärmeaustausch oder die Turbulenz der Strömung abbilden können. Die Berücksichtigung von chemischen Reaktionen ist ebenfalls möglich.

Zur Simulation fluiddynamischer Vorgänge im Feuerraum von Verbrennungsanlagen existiert eine Vielzahl von Veröffentlichungen [beispielsweise GÖRN86, VOND96, GOCK93, DÖRI93].

4.2 Entwicklung von CFD zum Ingenieurwerkzeug

Die mathematischen und physikalischen Grundlagen für die numerische Strömungsberechnung existieren schon sehr lange. Die benötigten Erhaltungsgleichungen für Masse und Impuls wurden Mitte des 19. Jahrhunderts von STOKES und NAVIER formuliert [BIRT00]. Aufgrund der Komplexität und Nichtlinearität der resultierenden Differenzialgleichungen können diese nur in wenigen Fällen analytisch gelöst werden. Erst die Entwicklung des Computers ermöglichte die Anwendung von numerischen Lösungsalgorithmen für die komplexen Gleichungssysteme, um technisch interessante Probleme zu lösen.

Seit Anfang der 1980er Jahre, als die ersten CFD-Simulationen durchgeführt wurden, hat sich die Leistungsfähigkeit der Computer deutlich vergrößert, so dass heute wesentlich komplexere Probleme gelöst werden können. Dennoch stoßen auch heutige Computer bei aufwändigen CFD-Simulationen an ihre Grenzen. Berechnungszeiten von vielen Stunden sind keine Seltenheit. Die Gestaltung der Modelle richtet sich nicht zuletzt nach der Durchführbarkeit der numerischen Berechnungen in einem vertretbaren Zeitrahmen. Viele naturwissenschaftliche Phänomene werden gar nicht berücksichtigt, weil eine vereinfachte Darstellung nötig ist, um die Simulationsberechnungen in angemessenem Zeitrahmen durchführen zu können. Die Entwicklung von leistungsfähigeren Computern bestimmt also auch das physikalische Modell, auf welchem die Simulation beruht. Deshalb sind in Zukunft mit der Entwicklung leistungsfähigerer Computer stetig Fortschritte und Veränderungen zu erwarten [GIRO01].

Um technisch interessante Strömungen simulieren zu können, war insbesondere die Entwicklung von Turbulenzmodellen eine Notwendigkeit. Die meisten Anwendungen für Strömungssimulation beziehen sich auf turbulente Strömungen. Die instationären Kontinuitäts- und NAVIER-STOKES-Gleichungen gelten zwar auch für turbulente Strömungen, sind aber in absehbarer Zukunft nicht exakt zu lösen. So führten Anfang der 1970er Jahre LAUNDER und SPALDING das heute noch allgemein verwendete k - ϵ Turbulenzmodell ein und schafften eine wichtige Grundlage für die numerische Strömungssimulation [LAUN74]. Es sind mittlerweile zwar deutliche Schwächen bekannt, doch für viele Anwendungen ist dieser Ansatz ausreichend [BIRT00].

Heutzutage sehen die Hersteller den Einsatz von CFD-Software im Rahmen neuer Aufgabenbereiche für die Optimierung von Konzepten und auch Überarbeitung von bereits bestehenden Anlagen als sinnvoll an. Damit hat sich dieses Werkzeug von einem reinen Hilfsmittel der Wissenschaft zu einem anwendungsorientierten Ingenieurwerkzeug entwickelt [BIRT00, BISC99].

Das übliche Vorgehen bei einer CFD-Simulation lässt sich folgendermaßen unterteilen [BIRT00]:

- Preprocessing: Gittergenerierung und Definition der Randbedingungen (Vorgabe der Geometrie des relevanten Problems),
- Solver: Auswahl der physikalischen Modelle und numerische Lösung der Gleichungen (Stoffwerte, Betriebsdaten, physikalische Modelle) und
- Postprocessing: Visualisierung der Ergebnisse (Darstellung der Ergebnisse zur Verbesserung des Prozessverständnisses und zur Ableitung von neuen Prozessmodifikationen).

4.2.1 Theorie der Strömungssimulation mittels CFD

Eine detaillierte Beschreibung der komplexen Zusammenhänge und der modelltheoretischen Annäherung für die Simulation industrieller Verbrennungssysteme findet sich u.a. bei GÖRNER und ZINSER [GÖRN89, GÖRN86].

Die Grundgleichungen zur Beschreibung von Transportvorgängen in Strömungen basieren auf dem physikalischen Prinzip der Erhaltung von Masse, Impuls und Energie. Eine allgemeine Formulierung einer Bilanzgleichung für eine (noch) nicht näher spezifizierte Strömungsgröße ϕ in einem Bilanzvolumen lautet (1. Term: zeitlich instationärer Term, 2. Term: Konvektion, 3. Term: Diffusions-/Leitungsterm, 4. Term: Quellterm):

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \text{div}(\rho\phi\vec{u}) = \text{div}(\Gamma_\phi \text{grad}\phi) + \Theta_\phi \quad (4-1)$$

Diese Grundgleichung lautet für eine Raumrichtung unter Verwendung der Vektornotations-schreibweise:

$$\frac{\partial(\rho\phi)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho\phi u_j)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial x_j} \right) + \Theta_\phi \quad (4-2)$$

Wird diese Gleichung beispielsweise auf den Impuls angewandt, so ergibt sich die NAVIER-STOKES-Gleichung. Um eine Strömung vollständig zu beschreiben, werden weitere Informationen über die unbekannten Größen Druck, Temperatur und Dichte benötigt. Aus der allgemeinen Formulierung der Bilanzgleichung können fünf Erhaltungsgleichungen abgeleitet werden:

- Eine Gleichung für die Erhaltung der Masse (Kontinuität),
- drei Gleichungen für den Erhalt des Impulses (für die drei Raumrichtungen) und
- eine Gleichung für die Erhaltung der Energie.

Mit der Gleichung für die Druckkorrektur stehen also sechs Gleichungen für sechs unbekannte Größen zur Verfügung. Für ein solches System von Gleichungen ist aufgrund der Nichtlinearität der vorhandenen Differenzialgleichungen und der Abhängigkeit untereinander in der Regel eine geschlossene analytische Lösung nicht zu erhalten.

Die Anwendung von CFD liefert anstelle einer kontinuierlichen Lösung ein numerisches Ergebnis an diskreten Stützstellen. Die Diskretisierung kann nach unterschiedlichen Methoden erfolgen.

Wie bereits oben erwähnt, bedingt die Turbulenz auf mikroskopischer Ebene einen erweiterten Ansatz, um die Gleichungssysteme lösbar zu gestalten. So lässt sich im Allgemeinen eine Geschwindigkeitskomponente durch einen Durchschnittswert und eine Schwankungsgröße beschreiben:

$$u_i = \bar{u}_i + \hat{u}_i \quad (4-3)$$

Die zufälligen und statistischen Schwankungen der Geschwindigkeit auf mikroskopischer Ebene (Abbildung 4-1) machen eine vollständige Berechnung aller Komponenten nahezu unmöglich.

Darüber hinaus sind die detaillierten turbulenten Fluktuationen der Geschwindigkeit für Ingenieur Anwendungen von geringem Interesse, da vorrangig Durchschnittswerte interessieren.

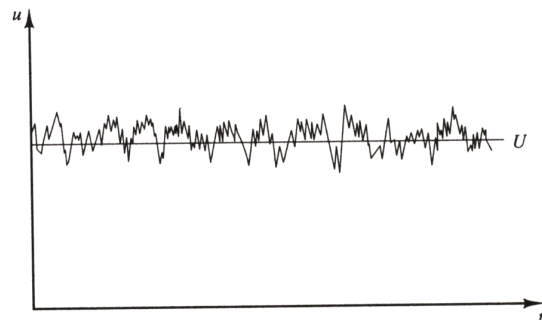


Abbildung 4-1: Turbulente Schwankung um einen Mittelwert

Wenn in der allgemeinen Bilanzgleichung die Größe ϕ durch Geschwindigkeitskomponenten ersetzt wird, ausgedrückt durch Mittel und Schwankungswert, dann entstehen daraus die so genannten Reynoldsgleichungen. Die turbulenten Fluktuationen der Geschwindigkeit verursachen zusätzliche Spannungen im Fluid und spielen deshalb in den Impulserhaltungsgleichungen eine wichtige Rolle. Diese zusätzlichen Spannungen werden als Reynoldsspannungen bezeichnet.

Die Reynoldsspannungen stellen zusätzliche unbekannte Größen dar und erzeugen zunächst Probleme bezüglich der Schließung des Gleichungssystems. Es ist nun die Hauptaufgabe von Turbulenzmodellen, diese Probleme bezüglich der Schließung zu beseitigen und die Impulserhaltungsgleichungen (NAVIER-STOKES-Gleichungen) mit Ausdrücken für die Reynoldsspannungen zu versorgen. Wenn für die Modellierung der Turbulenz beispielsweise das sehr häufig verwendete k- ϵ -Modell verwendet wird, kommen zwei Gleichungen zu den oben aufgezählten sechs Gleichungen hinzu.

4.2.2 Anwendung von CFD bei thermischen Abfallbehandlungsanlagen

Die erwarteten Ergebnisse beim Einsatz von CFD, die vor allem die Anlagenbauer wie beispielsweise Ansaldo Vølund, ABB oder von Roll [MADS99, JØRG98, WIED01, CHAP96, RICC98, RICC99] interessieren, sind Aussagen darüber, inwiefern sich konstruktive oder operative Änderungen auf den Prozess auswirken, ohne dass hohe Kosten durch konkrete Umbaumaßnahmen aufgeworfen werden. Dazu zählt generell auch die Abbildung des Ist-Zustands, der in Einzelfällen schon Auskunft darüber gibt, welche Ursachen für bestimmte beobachtbare Symptome in Frage kommen. Die treibende Kraft hinter den Optimierungsbestrebungen ist vor allem die durch schwankende Abfallzusammensetzungen hervorgerufene Verminderung der Verfügbarkeit und der Reisezeiten der Anlagen.

Im Bereich der Anwendung von CFD bei der thermischen Abfallbehandlung wird zumeist auf kommerzielle CFD-Software zurückgegriffen. Es existieren aber auch selbst entwickelte Codes an verschiedenen Universitätsinstituten, die im Rahmen der Forschung entwickelt worden sind und im Einzelfall an neue Aufgaben angepasst werden.

Die nun folgende Untersuchung zu deren Anwendung konzentriert sich vorrangig auf die Ziele der Simulationen, auf die Validierung und Bewertung der Ergebnisse sowie auf die Randbedingungen, die brennbettseitig vorgegeben werden. Insbesondere der letzte Punkt interessiert für die weitere Entwicklung in der vorliegenden Arbeit.

KLASEN und GÖRNER nutzen in ihren Arbeiten [GÖRN99, GÖRN01-1, GÖRN01-2, GÖRN02, KLAS98-1, KLAS98-2, KLAS98-3, KLAS99, KLAS00-1, KLAS00-2] das kommerziell verfügbare Programm FLUENT. Die verfolgten Ziele sind die Darstellung der Verteilung von Geschwindigkeiten, Temperaturen und Spezies in bestimmten, als kritisch identifizierten Bereichen des Kessels. Die Darstellungen dienen zur qualitativen Abbildung der Vermischungsgüte der angewandten Techniken und zur Abschätzung der Gefährdung des Kessels durch Anbackungen, Korrosion und Erosion aufgrund der Anströmungsprofile. Dabei werden unterschiedliche konstruktive Ansätze untersucht, die auf unterschiedlichen Geometrien oder auf Einbauten (beispielsweise Düsenprisma) beruhen.

Die gewonnenen Ergebnisse werden insbesondere durch den Vergleich von gemessenen mit simulierten Temperaturen und Kohlenmonoxid- sowie Sauerstoffgehalten überprüft. Die Messebenen liegen dabei in deutlicher Entfernung vom Brennbett. Dabei werden tendenziell

gute Übereinstimmungen festgestellt, wobei Abweichungen auf das instationäre Verhalten der Abfallverbrennung zurückgeführt werden. So werden insbesondere die unsymmetrischen Verhältnisse im Strahlungszug hervorgehoben, die nicht durch die Modellstruktur vorhergesagt werden können. Es wird aber zusammengefasst, dass die CFD-Simulation trotzdem zügig und belastbar Aussagen liefert, um als Entscheidungsunterstützung bei Investitions- oder Umbaumaßnahmen zu dienen.

Die Autoren sagen aus, dass insbesondere die Randbedingungen brennbettseitig aufgrund der Inhomogenität des Abfalls schwer zu ermitteln sind. Um diese Problematik anzugehen, wird über ein selbst entwickeltes einfaches Submodell (eindimensional), das auf der Wärmeentbindung über die Länge des Rosts und einer angenommenen Verteilung der Spezies C und H auf die Reaktionsprodukte CO, CO₂, H₂O, und CH₄ basiert, der Verbrennungsprozess simuliert. Die Spezies CO und CH₄ stellen dabei die Flüchtigen dar.

Die Arbeitsgruppe um NASSERZADEH und SWITHENBANK kann als Pionier auf dem Gebiet der Anwendung von CFD an Abfallverbrennungsanlagen gelten, da sie bereits 1991 erste Untersuchungen durchgeführt hat [NASS97, NASS95, NASS94, NASS93, NASS91, SCHM99]. Die Simulationen mit dem Programmpaket FLUENT dienen vorrangig der Unterstützung des Designs von Kesselgeometrien und der Ausgestaltung der Sekundärlufteindüsung, um das Strömungsprofil optimal einzustellen, sowie des Nachweises der Leistungsfähigkeit. Es werden Geschwindigkeits-, Spezies- und Temperaturprofile erstellt sowie Verweilzeitbetrachtungen durchgeführt. Gerade die frühzeitige Vermischung von Rohgasen mit Sauerstoff wird als essentiell betrachtet, um in möglichst kurzer Verweilzeit einen Ausbrand zu erreichen.

Interessanterweise wird von den Autoren darauf hingewiesen, dass nicht die absolute Richtigkeit der Ergebnisse, sondern der relative Vergleich von Optionen von Bedeutung ist. Dies ist auf unzulängliche Modellvorstellungen zurückzuführen, da nicht überall Messwerte und Detailwissen vorliegen. Eine Validierung der Ergebnisse wurde über einen Vergleich von gemessenen und simulierten Verweilzeiten vorgenommen, bei denen eine gute Übereinstimmung gefunden wurde. Die Messebene befand sich jeweils in größerer Entfernung vom Rost. Weitere Validierungen werden aus praktischen und wirtschaftlichen Gesichtspunkten ausgeschlossen.

Als eine Designempfehlung, die auf die Simulationen zurückzuführen ist, geben die Autoren an, dass die übliche Bestückung mit vielen kleinen Sekundärluftdüsen besser durch wenige große Düsen zu ersetzen ist. So lassen sich größere Wirbel erzeugen, die bei ihrer Auflösung die Vermischung im mikroskopischen Maßstab deutlich verbessern.

Die brennbettseitigen Randbedingungen werden nicht weiter erläutert, so dass hier vermutet werden kann, dass die Profile für Temperatur, Gasspezies und Geschwindigkeit aus Schätzungen und Erfahrungswissen empirisch vorgegeben wurden.

RÜCKERT et al. nutzen eine Software (AIOLOS), die an der Universität Stuttgart erstellt worden ist [RÜCK00, LEIB01]. Grundsätzlich bieten sich nach Meinung der Autoren CFD-Simulationen besonders dafür an, das Prozessverständnis zu vertiefen und Optimierungspotenziale über die Kenntnisse der Verbrennungsprozesse zu erschließen. Die Untersuchungen hatten zum Ziel, die experimentell gewonnenen Ergebnisse an der halbtechnischen Versuchsanlage TAMARA des Forschungszentrums Karlsruhe (FZK) nachzuvollziehen.

Die Überprüfung der Ergebnisse erfolgte anhand gemessener und simulierter Temperaturen und Gaskonzentration in relativer Rostnähe. Eine recht gute Übereinstimmung wurde gefun-

den. Die brennbettseitigen Randbedingungen werden über ein eigenes Modell vorgegeben, welches im selbst entwickelten Software-Paket TOSCA eingebettet ist. Die umgesetzten Modellvorstellungen werden im Abschnitt 4.3 weiter behandelt, da hier ein eigenständiges Modell vorliegt.

PETERS et al. haben zu einem früheren Zeitpunkt auch schon mit FLUENT experimentiert, um u.a. die Versuchsanlagen THERESA und TAMARA abzubilden [PETE95, PETE98, HUNS00-1]. Es wurden auch hier grundsätzlich gute Ergebnisse ermittelt, die den realen Werten der Anlage entsprachen. Bemerkenswert war hier die Vorgabe der brennbettseitigen Randbedingungen, bei der der Abfall durch Methan substituiert wird, das in der zuvor identifizierten Hauptverbrennungszone mit einer bestimmten Temperatur zudosiert wird.

KRÜLL et al. arbeiteten mit einem an der Ruhr-Universität Bochum entwickelten Programm LORA [KRÜL01, KRÜL00, KRÜL98-1, KRÜL98-2]. Das Untersuchungsziel war neben der Entwicklung eines eigenständigen Rostmodells die Bereitstellung eines kostengünstigen und flexiblen Werkzeugs, um Fragestellungen zur Prozessleistungsfähigkeit insbesondere in mechanischen und thermischen Teillastfällen sowie zu Optimierungspotenzialen zu beantworten.

Eine Überprüfung der Qualität der Ergebnisse erfolgte anhand bereitgestellter Daten aus einer Messung in größerer Entfernung zum Rost. Es wurden hier qualitativ gute Ergebnisse festgestellt. Bemerkenswert ist, dass Messungen an einer realen Anlage herangezogen wurden, um bestimmte Parameter geeignet vorgeben zu können. Hier ist insbesondere der Turbulenzgrad hervorzuheben, der in direktem Zusammenhang mit dem gewählten Turbulenzmodell steht.

Die brennbettseitigen Randbedingungen werden über ein Modell vorgegeben, das direkt mit der Strömungssimulation korrespondiert. Damit wird der starken Interaktion der Gas- und Festphase Rechnung getragen. Eine weitere Untersuchung des Modells nach KRÜLL erfolgt ebenfalls in Abschnitt 4.3, da es auf einem Modell für die Abfallverbrennung auf dem Rost beruht.

RICCIUS et al. arbeiteten mit dem Programm FLUENT, um einerseits kostengünstig das Design von Anlagen im Planungsstand zu unterstützen und andererseits bestehende Betriebsprobleme ohne umfangreiche Messkampagnen zu lösen [RICC99, RICC98, CHAP96]. Dabei werden Sekundärlufteindüsenkonzepte ebenso wie unterschiedliche Geometrieansätze beleuchtet.

Die Ergebnisse werden als praktikabel dargestellt, zumal die durch die Simulation gewonnenen geänderten Systemeinstellungen im Praxistest die erwarteten Systemantworten zeigten. Anstrengungen zur Validierung werden über den Vergleich von gemessenen bzw. simulierten Spezies- und Temperaturprofilen versucht, wobei die bereits oben erwähnten üblichen Abweichungen auftauchen. Hier erfolgt aber auch eine kritische Hinterfragung, ob die gewählten Modellvorstellungen zu den Abweichungen beitragen, weil Temperaturen und insbesondere CO-Konzentrationen doch deutlich abweichen.

Es wird darauf hingewiesen, dass insbesondere die Standardherangehensweise, nur eine Feuerraumhälfte aus Symmetriegründen zu modellieren, nur bedingt, wie auch KLASSEN und GÖRNER aussagen, zulässig ist. Streng genommen ist die Annahme einer Symmetrieebene nur dann zulässig, wenn auch die vorgegebenen Randbedingungen symmetrisch sind. Sollen asymmetrische Verhältnisse, wie beispielsweise die reale Feuerlage auf dem Rost, berücksichtigt werden, ist eine vollständige Modellierung des Feuerraums notwendig. Ergänzend dazu

führen SCHÄFERS und LUX an, das im Betrieb zu beobachten ist, dass durch Kühlluftteintritte durch die Brennermuffel Schief lagen in der Rauchgasströmung induziert werden [SCHÄ95].

Zusammenfassend kommen RICCIUS et al. aber zu der Aussage, dass CFD mit gutem Erfolg eingesetzt wird und in der Lage ist, qualitative, eingeschränkt auch quantitative Trends und Unterschiede vorherzusagen.

Ein vereinfachtes Brennbettmodell, welches als interagierende Subroutine im CFD-Modell implementiert ist, sorgt für entsprechende Randbedingungen. Eine detaillierte Darstellung erfolgt im Abschnitt 4.3.

APPEL et al. benutzen ein nicht näher spezifiziertes CFD-Programm. Die Autoren verdeutlichen, dass die Optimierung bestehender Konzepte auf der Basis der Änderung von Primärluft- und Rezirkulationsgaseindüsung sowie geometrischer Verbesserung des Kessels vorrangig von Interesse ist. Aber auch die Wechselwirkung zwischen Gas- und Feststoffphase und das daraus resultierende Abbrandverhalten werden als wesentlich adressiert [APPE02].

In ihren Untersuchungen wird neben der Auswertung der Temperatur- und O_2 -Profile in kritischen Bereichen auch der Wärmeübergang im Bereich der konvektiven Heizflächen untersucht. Dazu wird eine vereinfachte Modellvorstellung in das CFD-Modell implementiert und als Quell-/ Senkenterm in der Enthalpiebilanz aufgenommen. Die gewonnenen Ergebnisse zeigen nach APPEL eine gute qualitative Übereinstimmung. Hervorgehoben wird aber ein Phänomen, das sich durch besonders hohe Temperaturen im Bereich des Rosts in der Hauptverbrennungszone zeigt. Durch eine lokale stöchiometrische Mischung von Sauerstoff und Brennstoff ergeben sich Temperaturen im Brennbett von deutlich über 1.600°C , was in der Realität sicherlich zu schmelzfließenden Aschebestandteilen führen würde. Aus verschiedenen Anlagen werden teilweise transient auftretende, ähnlich hohe Temperaturen berichtet, die sich aber nur in der Gasphase zeigen. Das liegt aber sicherlich auch daran, dass keinerlei direkte Temperaturmessmöglichkeiten für das Brennbett selber bestanden (abgesehen von Infrarotkameras zur Bestimmung der Feuerlage).

APPEL nutzt ein selbst entwickeltes Brennbettmodell, welches als interagierende Subroutine im CFD-Modell implementiert ist. Eine weitere Untersuchung erfolgt daher in Abschnitt 4.3.

SHIN et al. benutzen für ihre zweidimensionale Simulation ebenfalls das Programm FLUENT [KIM96, SHIN98]. Ihre Untersuchungen zielen darauf ab, den konstruktiven Designprozess, aber auch den operativen Betriebsprozess zu unterstützen, indem dem Planer die Möglichkeit eröffnet wird, actio und reactio bei geänderten Systemparametern wie beispielsweise Luftverteilung zu beurteilen. Dazu werden insbesondere die lokale Vermischungsintensität, die Verweilzeit und die thermische Dekomposition von Schadstoffen untersucht.

Die Validierung der gewonnenen Ergebnisse steht nach SHIN et al. noch aus. In den Veröffentlichungen geht es prinzipiell daher auch nur um die Einführung und die Ableitung von Parametern, die die obige Untersuchung stützen.

Die Brennbettrandbedingungen werden anhand von Messwerten einer realen Anlage vorgegeben, so dass hier keinerlei Interaktion zwischen Gas- und Festphase berücksichtigt wird.

Zweidimensionale und isotherme Simulationen wie beispielsweise durch RAVICHANDRAN und GOULDIN [RAVI92] durchgeführt, seien hier nur kurz erwähnt, da die heutige Computertechnologie die damaligen einschränkenden Zwänge aufgehoben hat.

In eigenen Untersuchungen ist festgestellt worden, dass insbesondere aus der Untersuchung von unterschiedlichen Lastpunkten wertvolle Aussagen zur Prozessleistung von Abfallverbrennungsanlagen abgeleitet werden können [WOLF98, CREM99, WOLF00]. Die Simulation von 100%- Lastpunkten deckt nicht die ganze Problematik der suboptimalen Vermischung auf, die im Bereich von Teillastfällen existieren. Dies macht auch KRÜLL mit einer eigenen Untersuchung deutlich [KRÜLL98-1].

Eine Validierung der erarbeiteten Ergebnisse wurde nicht durchgeführt, da vorrangig der relative Vergleich von Optionen interessierte. Als Brennbettmodell wurde ein selbstentwickeltes, eindimensionales Modell analog der Arbeiten von KRÜLL und GÖRNER genutzt, welches über integrale Bilanzen in Verknüpfung mit Expertenwissen Profile für Temperatur, Gasspezies und Geschwindigkeiten generierte. Dieses Modell hängt natürlich deutlich von dem vorgegebenen statischen Wissen ab. Eine Interaktion mit wechselnden Rahmenbedingungen ist nicht ohne weiteres möglich. Hier liegt die wesentliche Schwäche begründet.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass im Bereich der CFD-Simulation von Abfallverbrennungsanlagen übereinstimmend identische Teilmodelle (beispielsweise $k-\epsilon$ -Turbulenzmodell oder eddy-dissipation-Reaktionsmodell) implementiert werden, was eine Vergleichbarkeit der Ergebnisse eröffnet. Zudem sind fast ausschließlich qualitative Ergebnisse von Interesse, die in der Praxis nachvollzogen werden können und damit eine hohe Relevanz besitzen. Die Validierung wird dabei grundsätzlich nach dem gleichen Muster durchgeführt, indem in einiger Entfernung zum Rostsystem Gaszustand und -inhalt messtechnisch erfasst werden.

Der Validität der Modelle wird zwar immer ein gutes Zeugnis ausgestellt, wobei aber Restzweifel nicht verschwiegen werden und auch angebracht sind. Neben der prozesseigenen Vermischungsleistung, die einen großen Einfluss auf die Temperatur- und Konzentrationsprofile in den abströmungsseitigen Rauchgaskanälen hat, spielt auch die brennbettseitige lokale Aufgabe der Spezies und ihrer Eigenschaften sicherlich eine große Rolle. Gerade hier wird aber keine Validierung der jeweiligen Modellvorstellungen vorgenommen, so dass die Vermutung angebracht ist, dass eine »black box« oder ein dämpfender Mittelungseffekt des realen Prozesses bis zur Messebene zu einer vermeintlich guten Validierung führt. Die stark schwankenden Messwerte, in Abfallverbrennungsanlagen üblicherweise charakterisiert durch eine große Standardabweichung, verstärken diese Mutmaßung.

Die in der Realität vorherrschende Kopplung zwischen Gasphase und Abfallschüttung auf dem Rost ist bis auf die Untersuchungen von RICCIUS und KRÜLL nicht Bestandteil der Simulationen. Um auch quantitativ bewertbare Ergebnisse zu erhalten, ist diese Kopplung als Randbedingung zu berücksichtigen. Durch die Einbeziehung von Vorgängen auf dem Rost bzw. in der Schüttung lassen sich funktional abhängige Konzentrationsprofile an das CFD-Modell übergeben, um so eine bessere Abbildung der tatsächlichen Vorgänge zu erhalten. Die parallel vorgenommene Übergabe der Strahlungswärme aus dem Feuerraum an das Reaktionsmodell bildet die realen Verhältnisse detaillierter ab.

Neben der Anwendung von Brennbettmodellen in CFD-Simulationen existieren auch eigenständige Modellvorstellungen, die im folgenden Abschnitt untersucht und auf ihre Tauglichkeit zur Ankopplung an CFD-Modelle überprüft werden.

4.3 Brennbettmodelle für die thermische Abfallbehandlung

4.3.1 Vorstellung der untersuchten Modelle

Wie bereits im vorigen Abschnitt aufgezeigt, kommt dem Brennbettmodell als interagierender Randbedingung eine wichtige Rolle bei der Strömungssimulation von Abfallverbrennungsanlagen zu. Daher werden nun zum einen die Modelle, die sich im obigen Abschnitt als interagierend herausgestellt haben, und zum anderen eigenständige Modelle für das Brennbettverhalten von Abfällen erläutert. Bei den letzteren Modellen muss abschließend geprüft werden, ob und wie eine Ankopplung an das CFD-Modell durchzuführen ist.

Zunächst werden dazu die Modelle und ihre Randbedingungen untersucht und in Grundzügen dargestellt, um dann anschließend anhand des entworfenen Anforderungsprofils aus Abschnitt 3.4 auf ihre Anwendungstauglichkeit überprüft zu werden.

Die Modellvorstellungen können zunächst nach ihrer Verknüpfung mit realen Rahmenbedingungen, also ihrer Detaillierungsstufe unterteilt werden. Auf der einen Seite weisen einzelne Ansätze keine direkte Verknüpfung mit den technischen Randbedingungen (beispielsweise Luftverteilung, Abfallzusammensetzung) auf, während andere Ansätze diese Parameter integrieren. Die zweite Gruppe lässt sich weiter unterteilen in Modelle, die Profile generieren, ohne eine kontinuierliche Kopplung mit der überströmenden Gasphase und ihren Effekten zu haben, und in Modelle, die vollständig in ein Gesamtmodell zur Strömungssimulation eingebunden sind und damit eine zeitgleiche Ankopplung erfahren (interagierende Subroutine).

Nach GÖRNER kann eine weitere Differenzierung nach ihrer Dimensionalität vorgenommen werden, wobei nicht alle Dimensionalitäten zu der obigen Vorstrukturierung passen [GÖRN01]:

- Integrale Modelle (Null-dimensional) auf der Basis von abgeschätzten/berechneten konstanten Wärme- und Konzentrationsfreisetzungsprofilen oder auf der Basis von vorgegebenen Messwerten
- Eindimensionale Modelle mit Erzeugung von Profilen in Abfalltransportrichtung
- Zweidimensionale Modelle mit Erzeugung von Profilen in Abfalltransportrichtung und Rostbreite, die durch asymmetrische Belegung hervorgerufen werden
- Zweidimensionale Modelle mit Erzeugung von Profilen in Abfalltransportrichtung, wobei die Vorgänge in der Abfallschüttung (vertikal) Berücksichtigung finden
- Dreidimensionale Modelle, die die Vorgänge im Brennbett in drei Raumrichtungen vollständig abbilden

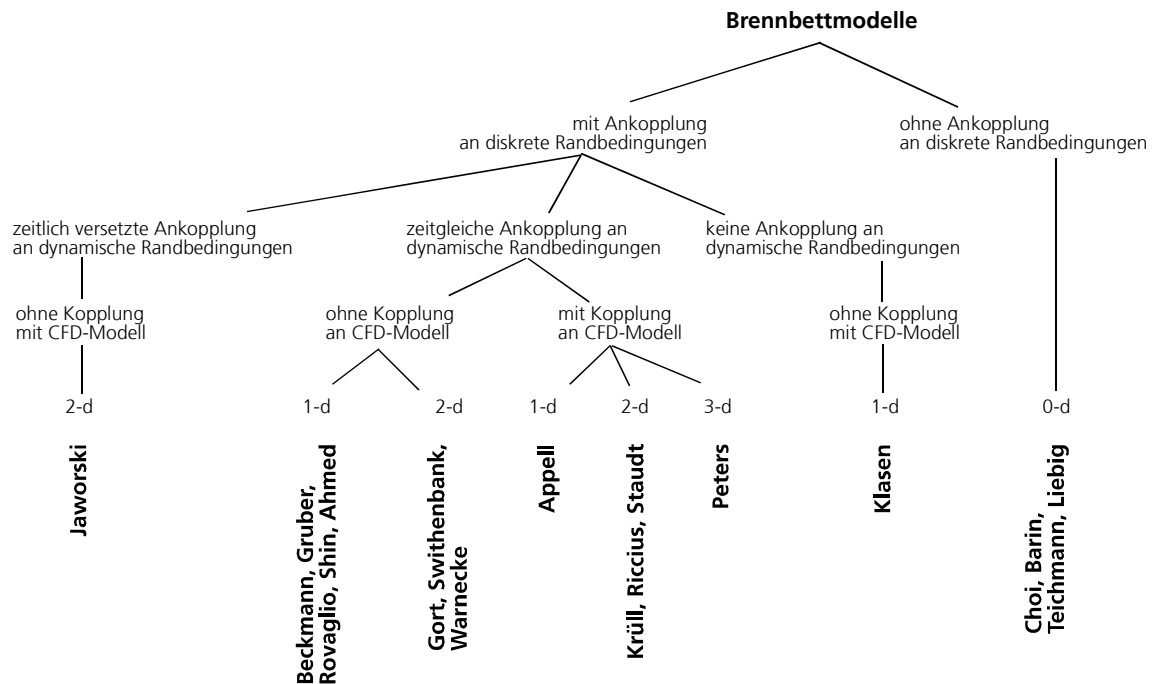


Abbildung 4-2: Zuordnung bekannter Modellvorstellungen

Die Abbildung 4-2 ordnet die recherchierten Modellvorstellungen den obigen Einteilungen zu, um eine Vorstrukturierung zu erhalten.

Der Begriff »Dynamische Randbedingungen« meint dabei die Berücksichtigung der Vorgänge im Brennbett (Verbrennungsvorgang etc.), während die »Diskreten Randbedingungen« die Integration von bekannten Systemeinstellungen (u.a. Luftverteilung) bezeichnet.

SHIN et al. benutzten Messwerte als Randbedingungen für ihre Simulation, wobei aber der Messort und die erzielte Detaillierungsstufe nicht weiter erläutert werden [KIM96, SHIN98, RYU02]. Um einen punktuellen Einzelfall zu untersuchen, ist dies sicherlich eine gut abgesicherte Methodik, die aber weder übertragbar noch kostengünstig ist, da entsprechende Messungen durchzuführen sind.

BARIN bildete in seiner Studie die Vorgänge in Feuerräumen von unterschiedlichen technischen Konzepten mittels der globalen Annahme der Einstellung eines thermodynamischen Gleichgewichtszustands ab [BARI96]. Mit einem Berechnungsprogramm (equiTherm) werden daraufhin die Speziesverteilungen für Gas- und Aschephase berechnet. Die getroffene Annahme des thermodynamischen Gleichgewichts führt zu Ergebnissen, die sich in der Realität aufgrund der nur kurzzeitigen Kontakt- und Reaktionszeiten bei gemäßigten Temperaturen mit hoher Sicherheit nicht einstellen werden. Ähnlich gehen BRANDT, LIEBIG und MODIGELL vor, die zudem das Brennbett in drei Reaktionszonen (Trocknung, Ent-/Vergasung, Sintern, Gasphasenverbrennung) einteilen und damit eine bessere Auflösung der Vorgänge erzielen [BRAN97, LIEB99].

Analog zu BARIN gingen TEICHMANN et al. vor, aber mit der Maßgabe, investitions- und betriebskostenrelevante Auslegungsparameter für unterschiedliche Verfahren zu berechnen [TEIC95].

Die Fortentwicklung dieses Ansatzes bietet im Grunde aber eine neue Möglichkeit, in einem Postprocessing, das auf den sich einstellenden stationären Zustand nach Abwicklung von den Prozess beherrschenden Reaktionen (Koksverbrennung, Fluchtigenausgasung, Trocknung etc.)

aufsetzt, mittels der Thermodynamik Schadstofffreisetzung und Asche-Gas-Transferprozesse näher zu untersuchen

Die Modellvorstellung von Klasen [u.a. KLAS98-1] generiert auf der Basis von erwarteten Wärmefreisetzungsprofilen (Abbildung 4-3) und angenommenen Verteilungen der Hauptkomponenten C und H auf die entstehenden Gasspezies über eine integrale Berechnung entsprechende Spezies- und Temperaturprofile. Hier können zwar die diskreten Randbedingungen einbezogen werden, eine Rückkopplung ist aber nicht berücksichtigt. Für eine schnelle Vorgabe von Parametersätzen ist diese Methodik dennoch gut geeignet.

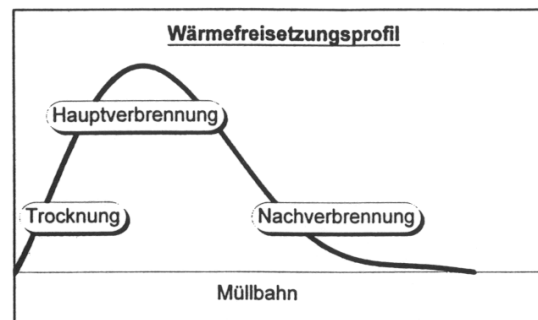


Abbildung 4-3: Typisches Wärmefreisetzungsprofil nach Klasen [KLAS98-1]

Die Modellansätze von BECKMANN [BECK95, BECK94-1, BECK94-2] und GRUBER [GRUB93, GRUB92] beruhen im Wesentlichen auf einer Reaktormodellierung, die das Verweilzeitverhalten eines Rostsystems anhand einer Kaskadenschaltung aus idealen Reaktoren abbilden. BECKMANN begründet diese Wahl damit, dass eine kontinuierliche Lösung der Differenzialgleichungen nicht möglich ist und somit diskretisierte Gleichungen zu nutzen sind. Diese Diskretisierungen führen u.a. zu den Kaskadenschaltungen idealer Reaktoren.

Charakteristisch für diese Art Modellierung ist die Tatsache, dass auf eine beschreibende Modellierung der Strömungsphänomene im reagierenden Haufwerk weitgehend verzichtet wird.

Es wird dabei für ein abgegrenztes Volumenelement, welches mit einer idealen Rührkesselcharakteristik ($\{dis\}$ kontinuierlicher idealer Kessel {DIK/KIK} oder kontinuierlicher idealer Rohrreaktor {KIR}) belegt wird, eine lokale ideale Vermischung zwischen enthaltenem Feststoff und Gas angenommen. Nach SCHOLZ et al. kann so beispielsweise die Umsatzcharakteristik der einzelnen Roststufen je nach Rost- und damit Vermischungsart entweder durch einen KIR (Wanderrost) oder KIK (beispielsweise Rückschubrost) angenähert werden [SCH092].

Weitere Ausführungen zu der hinterlegten Theorie der idealen Rührkessel als Reaktorform werden in Abschnitt 5.4.3.1 vertieft.

Beim Modell von BECKMANN werden der Feuerraum und die Abfallschüttung in verschiedene Zonen unterteilt, die sich an den einzelnen Primärluftzonen orientieren. Jeder Zone wird ein Rührkessелеlement zugeordnet, welches als diskontinuierlicher idealer Rührkessel (DIK) beschrieben wird (»mitfahrender Beobachter« nach BECKMANN, Abbildung 4-4). Die Reaktionszeit bemisst sich in Anlehnung an die Rostgeschwindigkeit.

Die Abbildung des Schürungsverhaltens unterschiedlicher Systeme (Rückschub-, Vorschubrostsystem) lässt sich nach BECKMANN über empirische Austauschkoefizienten X_{ij} abbilden [BECK95]. Dabei stellen die Austauschkoefizienten, die ein Maß für die zwischen den einzelnen Zonen ausgetauschte Masse an Brennstoff sind, eine Art Rückvermischungsgrad dar. Je nach Rostsystem können die Koeffizienten Werte zwischen 0 und 1 annehmen, wobei 0 für Systeme ohne Rückvermischung bzw. Schürung gilt.

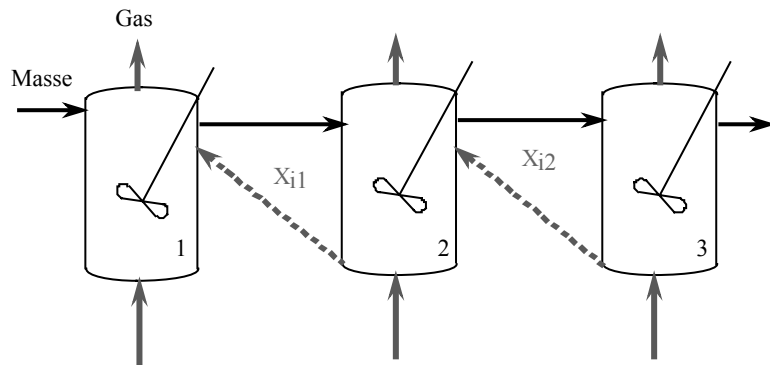


Abbildung 4-4: Rückvermischung bei der Kaskadenschaltung nach BECKMANN [BECK95]

Eine Modellverifikation ist mit einem Modellbrennstoff an Verbrennungsanlagen im Techniksmaßstab durchgeführt worden, wobei sehr gute Übereinstimmungen gefunden wurden.

GRUBER wählte einen mit dem Modell nach BECKMANN weitgehend übereinstimmenden Ansatz aus, um einen Rost mit Wanderbettcharakteristik abzubilden. Die Reaktorelemente werden dabei als kontinuierliche ideale Reaktoren abgebildet (Abbildung 4-5). Auch hier werden die Zonen einer Verbrennungsanlage anhand der unterschiedlichen Primärluftzonen eingeteilt. Zusätzlich zu dieser horizontalen Einteilung wird noch eine vertikale Einteilung vorgenommen, um zwischen der Feststoff- und der darüberliegenden Gasphase differenzieren zu können. Damit soll eine bessere Abbildung der zu simulierenden Technik erhalten werden, denn durch die vertikale Zweiteilung der Reaktorelemente (Rührkessel) kann die Zuführung der so genannten Plattenluft, die von der Feuerraumseite einströmt, abgebildet werden.

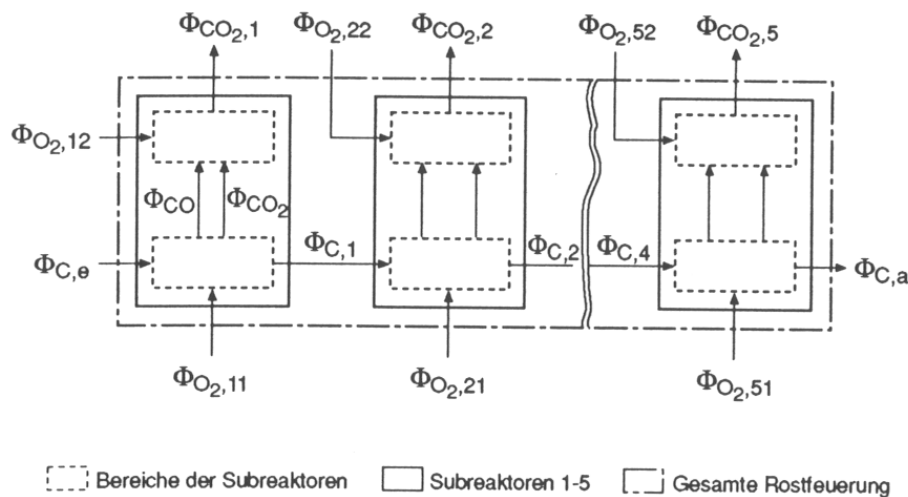


Abbildung 4-5: Reaktoreinteilung nach GRUBER [GRUB93]

GRUBER führte einen empirisch abgeleiteten Schlupfkoeffizienten ein, der das messtechnisch erfasste Verweilzeitverhalten an das rechnerisch ermittelte anpasst, da die rein rechnerische Ermittlung über die Transportgeschwindigkeit die Verweilzeit wesentlich unterschätzte.

Die Modellvorstellung wurde an einer thermischen Abfallbehandlungsanlage validiert und für prinzipiell geeignet bewertet, um das Prozessverständnis zu erhöhen und die Auslegung zu unterstützen.

WARNECKE et al. wählten einen ebenfalls ähnlichen Ansatz zu BECKMANN aus. Mittels einer Schaltung von zweidimensional angeordneten, diskontinuierlich betriebenen Rührkesseln,

deren Anzahl den Primärluftzonen entspricht, wird das Brennbett diskretisiert (Abbildung 4-6). Als Ziel wird die verbesserte Vorgabe von Startwerten für weitergehende Simulationsansätze formuliert [WARN02]. Die Autoren interpretieren ihr Modell als semiempirisch, da vereinzelt noch Faktoren Anwendung finden, die nicht auf physikalischen oder chemischen Basisüberlegungen (beispielsweise die Rückvermischung von Massenanteilen beim Rückschubrost) fundieren. Hervorzuheben ist der Ansatz, Roststürze durch eine lokale Oberflächenvergrößerung der Partikel abzubilden.

Ergänzend zu den Brennbettzellen werden auch die überlagernden Feuerraumzellen abgebildet, um die gegenseitige Verknüpfung sicherzustellen.

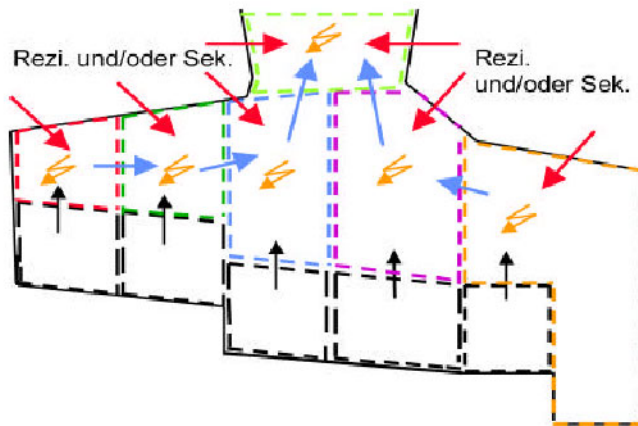


Abbildung 4-6: Einteilung des Feuerraums in Berechnungszellen nach WARNECKE [WARN02]

Die Validierung des Modells erfolgte anhand der qualitativen Diskussion von errechneten Ergebnissen, bei der eine recht gute Übereinstimmung mit beobachtbaren Phänomenen attestiert wird.

Eine weitere Modellierung in Anlehnung an eine Kaskade aus idealen Reaktoren stammt von BREM et al. [BREM90, VANK95, VANK02], die auf der Basis dieses Modells einen Simulator des Abfallverbrennungsprozesses entwickelten. Im Gegensatz zu den o.g. Ansätzen zur Kaskadenschaltung von Rührkesselreaktoren wird hier eine Schaltung aus idealen Rohrreaktoren (KIR) gewählt (Abbildung 4-7). Die Gas- und die Feststoffströmung werden dabei im Kreuzstrom zueinander geführt. Auch hier wird eine weitere vertikale Einteilung vorgenommen, um die darüberliegende Gasphase zu beschreiben.

Die Reaktormodellierung mittels idealer Rohrreaktoren ermöglicht eine Abbildung von vertikalen Konzentrations- und Temperaturgradienten, die einen entscheidenden Einfluss auf die vorherrschenden Reaktionsabläufe haben.

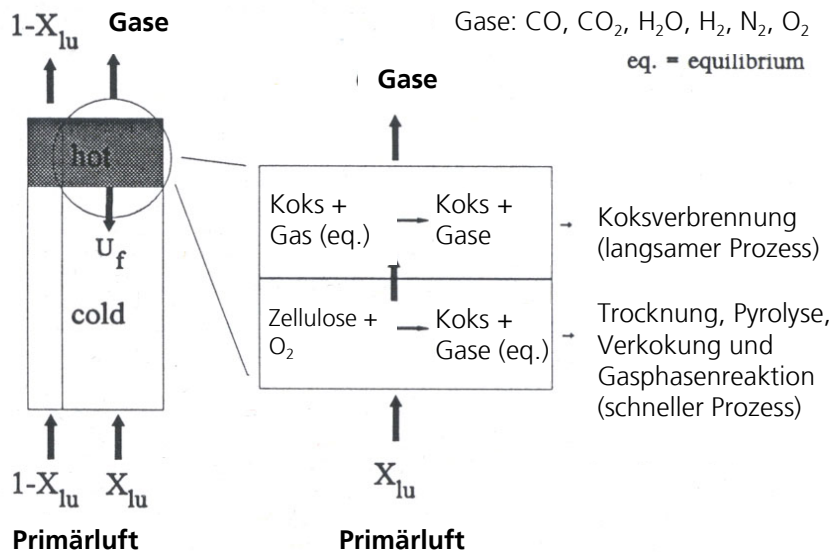


Abbildung 4-7: Brennbetteinteilung und -charakterisierung nach BREM [BREM90]

Um unterschiedliche Phänomene (Trocknung, Entgasung, Verbrennung) zu berücksichtigen, wird in jedem Reaktorelement eine Einteilung in eine kalte (keine Verbrennung) und eine heiße Zone vorgenommen. Die heiße Zone bewegt sich dabei entgegen der Primärluftströmungsrichtung von oben nach unten. In Laborversuchen wurde dazu ermittelt, dass die Geschwindigkeit der »Zündzone« bei Rosten ohne Schürung konstant ist [SCHU94, BREM93]. Diese Geschwindigkeit wird vorgegeben. Als ein wesentlicher Nachteil erscheint, dass das Schürungsverhalten unterschiedlicher Rostarten nicht in die Modellierung einbezogen werden kann.

Durch Einführung eines Luftwirkungsgrades X_{lu} bilden die Autoren die Beobachtung ab, dass ein Teil des Sauerstoffs ohne Reaktion das Brennbett selbst in heißen Zonen passiert. Das korrespondiert mit den Beobachtungen von Anlagenherstellern und (Versuchs-) Anlagenbetreibern [MADS99, BEHR92].

Das Modell wurde an Laboröfen validiert und liefert bei ungeschürten Systemen gute Übereinstimmungen.

Ähnliche Überlegungen zur Modellierung des Abfallverbrennungsprozesses im Batchbetrieb hat Kuo abgeleitet, um einen Trainingssimulator zu entwickeln [Kuo96, Kuo94]. Das dabei entwickelte Modell basiert aber vollständig auf einem instationären, ungeschürten Prozess. Das Modell wird daher im Rahmen dieser Arbeit nicht weiter untersucht werden.

SHIN et al. haben neben ihrer alternativen Vorgehensweise, die bereits in Abschnitt 4.2.2 erwähnt wurde, ein Modell entwickelt, welches auf einem ungeschürten System beruht [RYU02] (Abbildung 4-8).

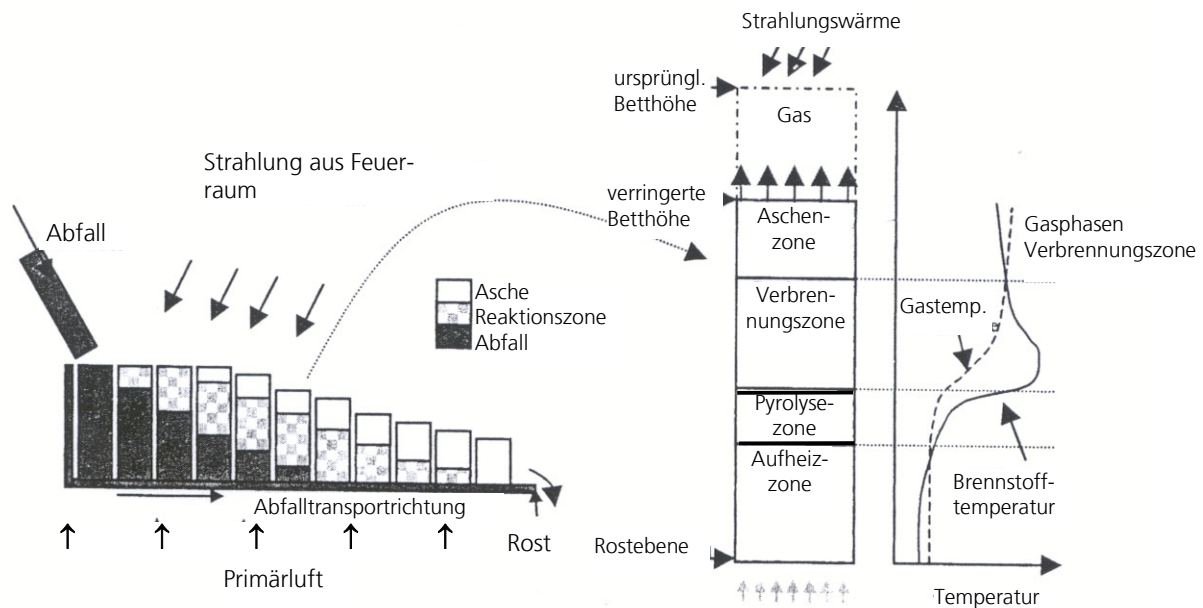


Abbildung 4-8: Darstellung der Modellcharakteristika nach SHIN und CHOI [RYU02]

Das Modell ermöglicht die Abbildung der Ausbreitung von Aufheizungs-, Trocknungs- und Reaktionsfronten, wie sie auch in einem Versuchszylinder zu beobachten sind. Grundlage hierfür ist die Diskretisierung des Abfallbetts und die Formulierung von differenziellen Energie- und Massenbilanzen. Weitergehende Detaillierungen werden zunächst vernachlässigt. Das Modell gibt die Verhältnisse im Labormaßstab nach Aussage der Autoren zufriedenstellend wieder.

AHMED et al. entwickelten ein einfaches Modell (Abbildung 4-9), welches hauptsächlich den Prozess der Pyrolyse von Abfall auf dem Rost abbildet [AHME89]. Das Modell ist in der Lage, Brennbettlängen, Temperaturprofile und Umsatzgrade bei wechselnden Luft- und Abfallmengen vorherzusagen. Die überliegende Gasphase wird im thermodynamischen Gleichgewichtszustand ermittelt, wobei hier bei höheren Temperaturen signifikante CO-Steigerungsraten ermittelt werden.

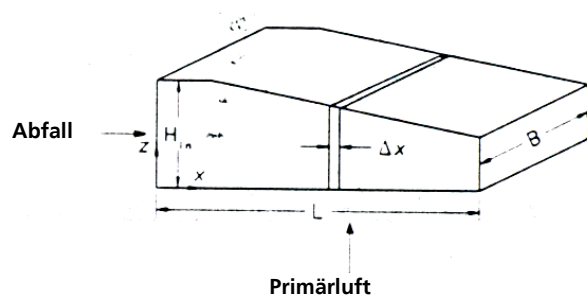


Abbildung 4-9: Diskretisierung des Brennbetts nach AHMED, KUMAR, HELT [AHME89]

ROVAGLIO et al. entwickelten ein Modell (Abbildung 4-10), das dem von BECKMANN gleicht, da sie ebenfalls eine Reaktoreinteilung mit KIK vornehmen [ROVA94, ROVA96]. Die Anordnung orientiert sich ebenfalls an den Primärluftzonen. Es wird eine Globalreaktion für die Feststoffphase und die Oxidation von CO angesetzt. Weiterhin wird ein Modell für den Wärmeübergang im Kessel erstellt und mit dem Reaktionsmodell gekoppelt, da das Ziel die Entwicklung eines Regelkompensators ist. Dieser Kompensator soll die im regulären Betrieb beobachtbare Totzeit bzw. gegenläufige Reaktion zwischen Abfallaufgabemassenstrom und Dampfproduktion ausregeln, da sich üblicherweise ein unerwünschter schwingender Zustand einstellt.

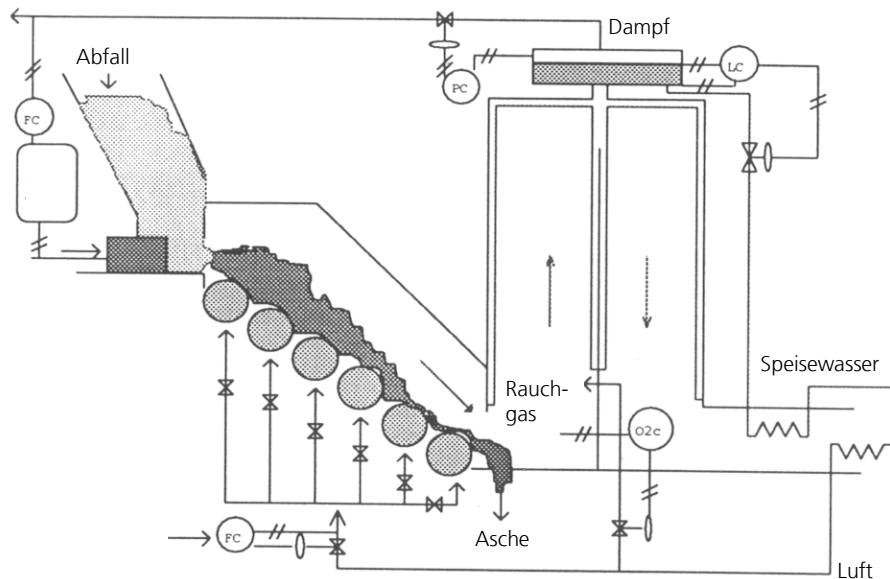


Abbildung 4-10: Modellkonzept nach ROVAGLIO et al. [ROVA96]

Die Arbeitsgruppe um SWITHENBANK et al. entwickelte das Modell FLIC, um speziell für CFD-Simulationen mit FLUENT geeignete Randbedingungen zu generieren [GOH00, GOH99, GOH98-1, GOH98-2, YANG99]. Das Abfallbett wird feiner als bei den obigen Ansätzen diskretisiert (Abbildung 4-11). Zusätzlich zu den Erhaltungsgleichungen für die durch das Abfallbett strömende Gasphase werden auch Erhaltungsgleichungen (Impuls, Kontinuität, Spezies, Volumenanteile für spezifische Reaktionsvolumina) für die feste Phase aufgestellt und simultan gelöst.

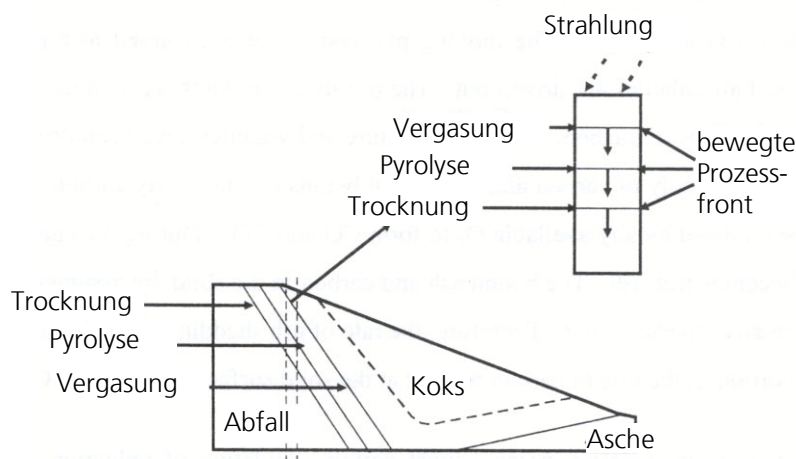


Abbildung 4-11: Brennbettmodell FLIC nach YANG, GOH, SWITHENBANK [GOH00]

Für die Abbildung des Verweilzeit-/Vermischungsverhaltens der unterschiedlichen Rostsysteme wird ein Diffusionsansatz basierend auf so genannten Platztauschwahrscheinlichkeiten gewählt, der auf umfangreichen Studien im Labormaßstab aufbaut. Dieser Ansatz liefert einen Quellterm für die Impulserhaltung der festen Phase.

Der hohen Detailliertheit der Erhaltungsgleichungen stehen zahlreiche Vereinfachungen auf der Reaktionsseite gegenüber. So sind beispielsweise die Vergasungsreaktionen auf eine einfache Oxidation mit empirisch ermittelter CO/CO_2 -Verteilung reduziert worden. Zudem wer-

den noch hohe Anforderungen an die Verfügbarkeit von weiteren Parametern gestellt, die durch den Nutzer vorzugeben sind.

Die Autoren räumen einer vollständigen Validierung des Modells an einer großtechnischen Anlage aufgrund der eingeschränkten Möglichkeiten keine großen Chancen ein.

Die Modellvorstellungen von APPEL [APPE02], STAUDT [STAU98], RICCIUS [RICC99] und KRÜLL [KRÜL98-1, KRÜL98-2, KRÜL00] stellen so genannte interagierende Subroutinen dar, wobei die zusätzlich aufgestellten Erhaltungsgleichungen für die betrachteten Feststoffe im eigentlichen CFD-Modell gelöst werden. Die Motivation dabei ist grundsätzlich die Berücksichtigung des gekoppelten Wärme- und Stoffaustauschs, um den realen Verhältnissen möglichst nahe zu kommen.

APPEL wählt einen ähnlichen eindimensionalen Ansatz zu BECKMANN und WARNECKE aus, der auf einer Rührkesselskaskade als Reaktormodell beruht, wobei die einzelnen KIK jeweils die Abmessung einer Primärluftzone haben. Das Vermischungs- und Verweilzeitverhalten wird ebenfalls über die so genannten Rückvermischungsfaktoren eingestellt. Die Detailliertheit der Beschreibung der Reaktionen ist als gering einzustufen, da teilweise deutlich vereinfachende Zusammenhänge ausgewählt werden.

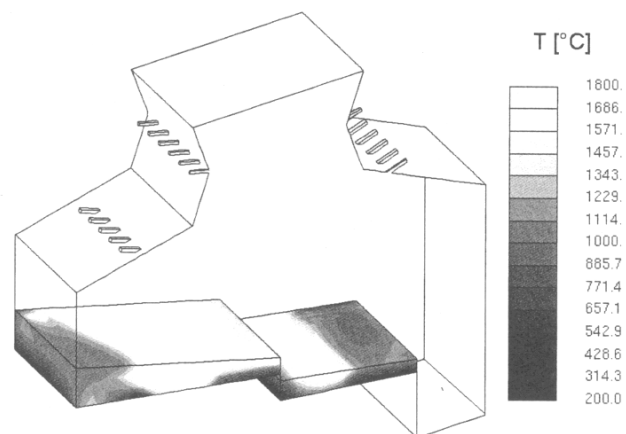


Abbildung 4-12: Reaktormodell nach APPEL [APPE02]

STAUDT diskretisiert sein Modell feiner als APPEL (Abbildung 4-13), erreicht aber auch nur eine geringe Detailtiefe bei der Abbildung der dominierenden Phänomene (Vermischung, Reaktion). Die Entwicklung hatte auch prinzipiell die Zusammenstellung eines Grundmodells zum Ziel, welches bei folgenden Arbeiten verfeinert werden kann.

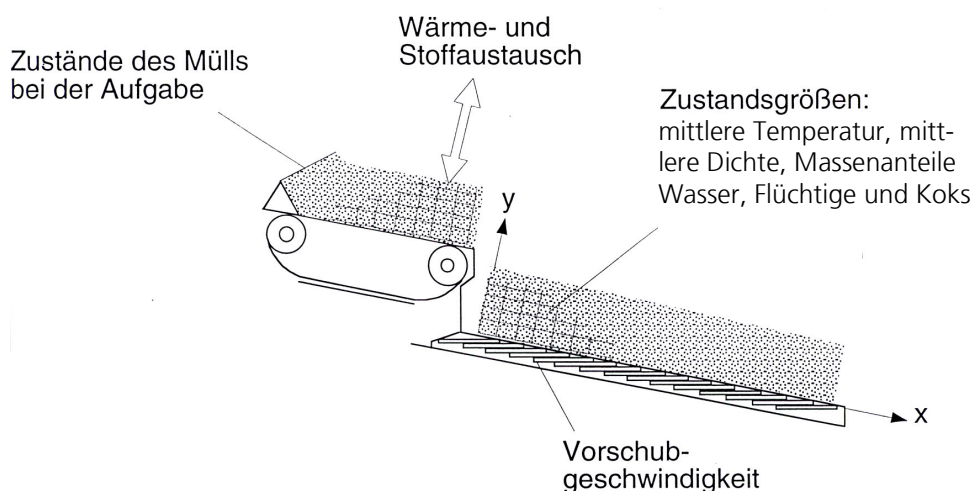


Abbildung 4-13: Reaktordiskretisierung und -bilanzierung nach STAUDT [STAU98]

RICCIUS geht analog zu STAUDT vor, wobei er aber den Feststoffreaktionen eine höhere Bedeutung beimisst. Das Verweilzeitverhalten wird durch rostspezifisch vorzugebende Partikelgeschwindigkeiten berücksichtigt, während das Vermischungsverhalten nicht integriert wird.

KRÜLL modelliert ebenfalls zweidimensional, wobei er in vertikaler Richtung zwei übereinanderliegende Schichten berücksichtigt, die einem Wärme- und Stoffaustausch (Schürung) unterliegen (Abbildung 4-14).

Das Vermischungsverhalten wird über Abschätzungen oder empirische Zusammenhänge vorgegeben.

Der Autor geht davon aus, dass obwohl zahlreiche Vereinfachungen in das Modell geflossen sind, dennoch die dominierenden Einflussfaktoren Berücksichtigung finden.

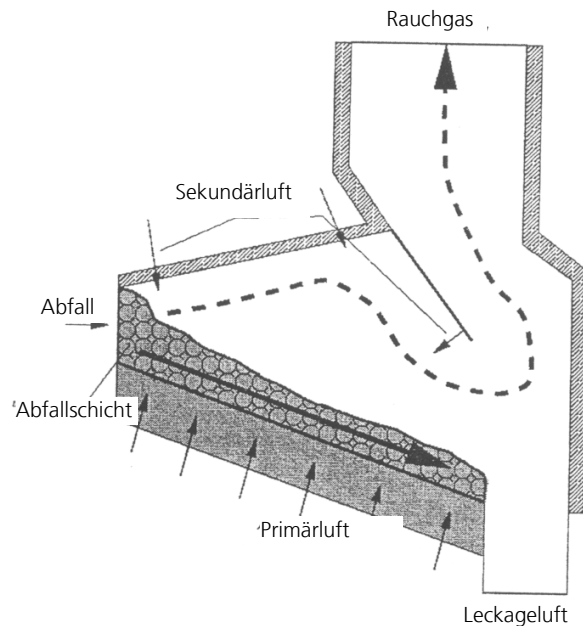


Abbildung 4-14: Reaktoreinteilung nach KRÜLL [KRÜ98-1]

Die Modellierung nach PETERS, welche zu der bereits in Abschnitt 4.2.2 genannten Softwareanwendung TOSCA führte, ist der umfangreichste der derzeit bekannten Berechnungsansätze [PETE94, BRUC99]. Die Modellierungstiefe geht dabei bis zu der Beschreibung der Vorgänge in den Poren der Einzelpartikel, wobei durch eine objektorientierte Programmierung die Einzelpartikelverfolgung (Lagrange'sche Betrachtung) ermöglicht wird. Dadurch ist dieses Modell sehr abhängig von der Verfügbarkeit an belastbaren Parametern zur Beschreibung der Reaktionskinetik und des Wärmetransports in der Abfallschüttung. Zur Unterstützung der Modellierung ist ein begleitendes umfangreiches Versuchsprogramm zwecks Ermittlung wichtiger Parameter initiiert worden.

Die einzelnen Bilanzen für Massen-, Energie- und Spezieserhaltung werden jeweils gekoppelt für die Gas- und die feste Phase aufgestellt und in fein diskretisierter Form gelöst. Eine Besonderheit stellt die Abbildung des Schürungsverhaltens unterschiedlicher Rostsysteme dar. So wird durch Kräftebilanzen an Einzelpartikeln eine eigenständige Bewegungsgleichung aufgestellt und gelöst (Abbildung 4-15). Ziel ist dabei die Ermittlung des Temperatur- und Konzentrationsprofils in Abhängigkeit von Zeit und Partikelradius.

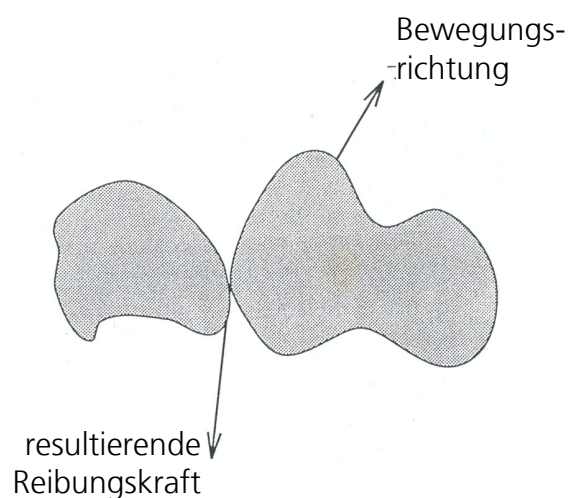


Abbildung 4-15: Kräftebilanzen am Einzelpartikel nach PETERS [PETE94]

JAWORSKI und WANDRASZ unterteilen das reagierende Haufwerk (Brennbett), den überliegenden Gasraum (Brennkammer) und die Wände in einzelne Zellen (Abbildung 4-16). Für jede einzelne Zelle werden Bilanzen zur Ermittlung von Strömungszustand, Wärmetransport und chemischer Reaktion aufgestellt und gelöst. Dabei wird zwischen der Gasphase und der festen Phase unterschieden [JAWO00, JAWO95, JAWO93, WAND90].

Ein wichtiges Charakteristikum der Lösungsstrategie ist die Tatsache, dass einige Parameter (u.a. Bettgestalt, Zellenhöhe, Temperatur) abschnittsweise konstant gehalten werden, um die Berechnungszeit gering zu halten und die Stabilität des Berechnungsverfahrens zu erhöhen.

So wird beispielsweise die Temperatur des Brennbettes nicht permanent neu berechnet, sondern nach einigen Berechnungsschritten überprüft und gegebenenfalls korrigiert.

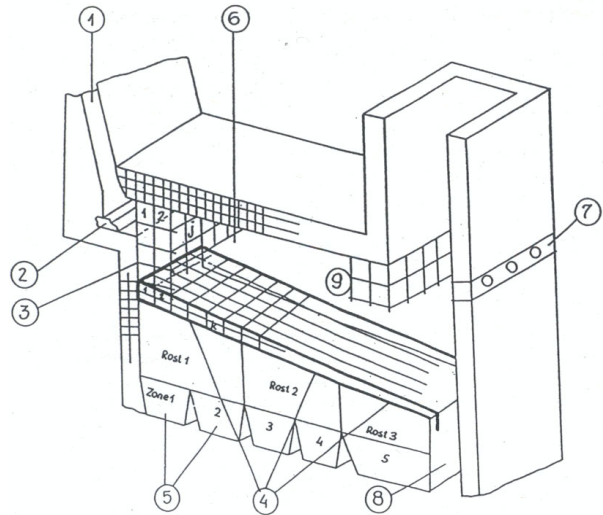


Abbildung 4-16: Diskretisierung der Brennkammer nach JAWORSKI [JAWO95]

4.3.2 Zusammenfassung und Einordnung in die Kategorien des Pflichtenhefts

Die Modellierungen unterscheiden sich teilweise erheblich, was nicht zuletzt auch an den jeweiligen Zielvorstellungen liegt. Übereinstimmend kommen die Autoren aber zu dem Schluss, dass die Abbildung der wesentlichen Einflussfaktoren ausreicht, um den Prozess hinreichend aussagekräftig abzubilden. Es bleibt aber festzuhalten, dass ausschließlich Momentaufnahmen im stationären Zustand ermittelt werden, die sich im tatsächlichen Betrieb nur kurzfristig einstellen. Dies ist auf die Inhomogenität des Brennstoffs Abfall zurückzuführen.

Die nachfolgenden Tabellen fassen die wesentlichen Charakteristika der dargestellten Modellvorstellungen zusammen, wobei die Untersuchungsaspekte sich an dem in Abschnitt 3-4 abgeleiteten Anforderungsprofil und Pflichtenheft orientieren.

Die oben kurz erläuterten Modellvorstellungen nach BRANDT, BARIN, LIEBIG, TEICHMANN und CHOI werden an dieser Stelle nicht weiter untersucht, da die aufgestellten Modelle ohne eine Ankopplung an diskrete Prozessrandbedingungen wie beispielsweise Luftverteilung oder Transportgeschwindigkeit aufgestellt worden sind (vgl. Abbildung 4-2). Diese Modelle erfüllen damit nicht mehr einige wesentliche Grundzüge des allgemeinen Anforderungsprofils nach Abschnitt 3-4.

Tabelle 4-1: Charakteristika der existierenden Brennbettmodellvorstellungen

Modellvorstellung/ Kriterium	KLASEN	BECKMANN	GRUBER	GORT
Reaktormodellierung Typ	-	Rührkesselkaskade, instationär	Rührkesselkaskade, stationär	Rohrreaktorkaskade, instationär
Reaktormodellierung Dimensionalität	1-dim	1-dim	1-dim	1-dim
Brennstoff Zusammensetzung	Elementar, Abfall- analyse	Modellbrennstoff (Holz, Kunststoff, Kohle)	Koks, Asche	Zellulose, Koks, Wasser, Asche
Brennstoff Partikelmodell	-	kugelig, schwinden- des Partikel	kugelig, schwinden- des Partikel	eigenes Einzelparti- kelmodell
Schüttungseigenschaft Parameter	-	äußere Oberfläche	äußere Oberfläche	-
Rost Förder-, Vermischungs- prinzip	-	Rostgeschwindigkeit, Rückvermischungs- faktor	Rostgeschwindigkeit, Schlupffaktor	Rostgeschwindigkeit
Luftzufuhr Parameter	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Luftschlupffaktor, Temperatur, Menge, Zustand
Wärmehaushalt Berücksichtigung	-	Strahlung, Konvekti- on, Reaktion	Strahlung, Konvekti- on, Reaktion	effektive Wärmelei- tung, Reaktion
Reaktionstechnik Reaktionen	Freisetzung von CO, CO ₂ , O ₂ , C _x H _y	partielle Oxidation, Boudouard, Wasser- gas	vollständige Oxidati- on	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation
Geometrie Berücksichtigung	typische Wärmefrei- setzungsprofile	-	gestufte Luftzufuhr (Plattenluft)	Gasüberströmungs- richtung
Umgebende Geometrie Parameter	-	-	Abmessungen Brennkammer	Abmessung Brenn- kammer
Schnittstelle Gas/Fest Berücksichtigung	-	Strahlung	Strahlung	Strahlung
Modellierung der Durchströmung	vernachlässigt	reduziert auf Konti- nuität	reduziert auf Konti- nuität	reduziert auf Konti- nuität
Besonderheit	schnelle Generierung von Profilen	Berücksichtigung von Diffusionspro- zessen	weitgehende Verein- fachungen	Vorgabe von Luft- wirkungsgrad

Tabelle 4-2: Charakteristika der existierenden Brennbettmodellvorstellungen, Fortsetzung

Modellvorstellung/ Kriterium	ROVAGLIO	WARNECKE	SHIN	AHMED
Reaktormodellierung Typ	Rührkesselkaskade, stationär	Rührkesselkaskade, instationär	differenziell	differenziell
Reaktormodellierung Dimensionalität	1-dim	2-dim	1-dim	1-dim
Brennstoff Zusammensetzung	Elementar, Abfall- analyse	Koks, Flüchtige, Asche, Wasser	Holz, Koks, Wasser	Zellulose, Asche
Brennstoff Partikelmodell	-	kugelig	kugelig, schwinden- des Partikel	-
Schüttungseigenschaft Parameter	-	äußere Oberfläche	äußere Oberfläche	volumenbezogene Oberfläche
Rost Förder-, Vermischungs- prinzip	Rostgeschwindigkeit	Rostgeschwindigkeit, Vermischungsfaktor	-	Rostgeschwindigkeit
Luftzufuhr Parameter	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand
Wärmehaushalt Berücksichtigung	Konvektion, Reakti- on	Strahlung, Konvekti- on, Reaktion	Strahlung, Leitung, Reaktion	Konvektion, Strah- lung, Reaktion
Reaktionstechnik Reaktionen	Globalreaktionsmo- dell	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation, Wassergasvergasung	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation	Pyrolyse, Thermody- namisches GGW
Geometrie Berücksichtigung	-	Feuerraumabbildung	-	Bettabmessungen trapezoidal
Umgebende Geometrie Parameter	Abmessung Brenn- kammer	Abmessung Brenn- kammer	-	-
Schnittstelle Gas/Fest Berücksichtigung	-	Strahlung	Konvektion	Strahlung
Modellierung der Durchströmung	reduziert auf Konti- nuität	reduziert auf Konti- nuität	reduziert auf Konti- nuität	reduziert auf Konti- nuität
Besonderheit	Abstimmung auf Regelungsprozess	Anpassungspara- meter für Vermi- schung	einfaches Modell	Zellulose als Brenn- stoffmodell

Tabelle 4-3: Charakteristika der existierenden Brennbettmodellvorstellungen, Fortsetzung

Modellvorstellung/ Kriterium	SWITHENBANK	APPEL	RICCIUS	STAUDT
Reaktormodellierung Typ	differenziell	Rührkesselkaskade	differenziell	differenziell
Reaktormodellierung Dimensionalität	2-dim	1-dim	2-dim	2-dim
Brennstoff Zusammensetzung	Elementar, Abfall- analyse	Flüchtige, c_{fix} , Was- ser, Asche	Flüchtige, c_{fix} , Was- ser, Asche	Flüchtige, c_{fix} , Was- ser, Asche
Brennstoff Partikelmodell	kugelig, shrinking core model, shrink- ing particle model	kugelig	kugelig	kugelig, gleichförmig
Schüttungseigenschaft Parameter	effektive Oberfläche, spezifische Reakti- onsvolumina	äußere Oberfläche	-	-
Rost Förder-, Vermischungs- prinzip	Rostgeschwindigkeit, Diffusionsansatz für Vermischung	Rostgeschwindigkeit, Rückvermischungs- faktor	Rostgeschwindigkeit	Rostgeschwindigkeit
Luftzufuhr Parameter	Luftschlupffaktor, Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand
Wärmehaushalt Berücksichtigung	Konvektion, Strah- lung, Reaktion	Konvektion, Strah- lung, Reaktion	Aufheizung, Leitung, Konvektion, Strah- lung, Reaktion	Aufheizung, Leitung, Konvektion, Strah- lung, Reaktion
Reaktionstechnik Reaktionen	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation, Boudouard, Wasser- gas, NO_x -Reaktionen	Trocknung, Pyrolyse, vollständige Oxidati- on	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation
Geometrie Berücksichtigung	-	direkte Ankopplung an CFD	direkte Ankopplung an CFD	direkte Ankopplung an CFD
Umgebende Geometrie Parameter	-	Abmessungen Brennkammer	Abmessungen Brennkammer	Abmessungen Brennkammer
Schnittstelle Gas/Fest Berücksichtigung	Strahlung (Vorgabe oder Import)	Strahlung (zeitgleich)	Strahlung (zeitgleich)	Strahlung (zeitgleich)
Modellierung der Durchströmung	Impulserhaltung, Kontinuität	reduziert auf Conti- nuität	Impulserhaltung, Kontinuität	Impulserhaltung, Kontinuität
Besonderheit	umfangreiche Vor- gabe von Experten- wissen	semi-empirisch	spezialisiert auf Gegenlaufüber- schubrost	spezialisiert auf Vorschubrost

Tabelle 4-4: Charakteristika der existierenden Brennbettmodellvorstellungen, Fortsetzung

Modellvorstellung/ Kriterium	KRÜLL	PETERS	JAWORSKI
Reaktormodellierung Typ	differenziell	differenziell	differenziell
Reaktormodellierung Dimensionalität	2-dim	3-dim	2-dim
Brennstoff Zusammensetzung	Flüchtige, c_{fix} , Wasser, Asche	Modellbrennstoff (Asche, Wasser, Holz, Kunststoff)	Flüchtige, Wasser, Koks, Asche
Brennstoff Partikelmodell	kugelig, shrinking particle	unregelmäßige Partikel	-
Schüttungseigenschaft Parameter	effektive Oberfläche	effektive Oberfläche	-
Rost Förder-, Vermischungs- prinzip	Rostgeschwindigkeit, Transportwirkungsgrad, empirische Schürung	Resultierende Bewegungskraft am Einzelpartikel	Rostgeschwindigkeit
Luftzufuhr Parameter	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand	Temperatur, Menge, Zustand
Wärmehaushalt Berücksichtigung	Aufheizung, Leitung, Konvektion, Strahlung, Reaktion	Aufheizung, Leitung, Konvektion, Strahlung, Reaktion	Aufheizung, Leitung, Konvektion, Strahlung, Reaktion
Reaktionstechnik Reaktionen	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation	Trocknung, Pyrolyse, partielle Oxidation, Boudouard-, Wassergas-GGW
Geometrie Berücksichtigung	direkte Ankopplung an CFD	direkte Ankopplung an CFD	Gasüberströmungsrichtung
Umgebende Geometrie Parameter	Abmessungen Brennkammer	Abmessungen Brennkammer	Abmessungen Brennkammer
Schnittstelle Gas/Fest Berücksichtigung	Strahlung (zeitgleich)	Strahlung (zeitgleich)	Strahlung
Modellierung der Durchströmung	Impulserhaltung, Kontinuität	Impulserhaltung, Kontinuität	reduziert auf Kontinuität
Besonderheit	spezialisiert auf Walzenrost; Lufteintrag rostspezifisch angepasst	hohe Detailtiefe	spezialisiert auf Wanderrost

4.3.3 Bewertung

Die obigen Ansätze zeigen, dass die Anforderung, alle auftretenden Teilvorgänge modellhaft zu erfassen, bislang noch nicht erreicht wurde. Das beruht sicherlich auch darauf, dass wesentliche Teilvorgänge nach wie vor wissenschaftlich ungeklärt sind.

Zahlreiche Vorgänge werden entweder durch einfache (empirische) Zusammenhänge angenähert oder weitgehend vernachlässigt. Grundsätzlich lässt sich aber konstatieren, dass die dominierenden Prozesse, die in der Systemanalyse identifiziert wurden, allesamt auch abzubilden sind. Zudem können nach heutigem Wissensstand zahlreiche Vereinfachungen beispielsweise der Reaktionsregime (vollständige Oxidation statt Vergasungsreaktionen) durch detailliertere Ansätze abgelöst werden.

Die Analyse verdeutlicht zudem, dass viele Autoren weitgehend übereinstimmende Ansätze nutzen. Die wesentlichen Unterschiede der Modellvorstellungen beruhen dabei auf der Art der Reaktormodellierung und dem daraus resultierenden Detaillierungsgrad der verbundenen Teilmodelle.

Da sind zum einen die Ansätze, die eine sehr feine Diskretisierung des Brennbettes wählen. Hier fällt bei älteren Formulierungen auf, dass diese Vorgehensweise zu zahlreichen Vereinfachungen führt, um innerhalb einer zumutbaren Rechenzeit zum Ziel zu gelangen. Neuere Ansätze, wie beispielsweise die Modelle nach PETERS und SWITHENBANK setzen detaillierte Modelle ein, die teilweise einen sehr hohen Bedarf an Modellparametern (Partikelform, Partikelporosität) haben.

Andere Autoren diskretisieren deutlich gröber und wählen zudem spezielle Reaktormodelle aus dem Bereich der technischen Reaktionschemie, um typisierte Phänomene (u.a. Verweilzeitverhalten) zu berücksichtigen. Diese Modellierung erlaubt die Berücksichtigung vielfältiger Einflussmöglichkeiten bei akzeptabler Genauigkeit, wie die entsprechenden Autoren nachgewiesen haben.

Die Modellierung der Abfallverbrennung anhand der Schaltung von idealen Reaktoren (DIK, KIK, KIR) in einer Kaskade bietet offensichtlich den Vorteil der einfachen und transparenten Darstellung und Simulation der ablaufenden Vorgänge. Es wird eine Reduktion des Modellierungsaufwandes erreicht, der sich auch in der Nachvollziehbarkeit niederschlägt. Modelle basierend auf Rührkesselskaskaden werden auch bei anderen Verbrennungssystemen mit Erfolg eingesetzt [beispielsweise HANN98].

Diese Art der Modellierung erlaubt es grundsätzlich,

- Spezieskonzentrationen (insbesondere O_2 , CO , CO_2),
- Temperaturen der Feststoff- und der Gasphase,
- Verweilzeit- und Vermischungsverhalten sowie
- unterschiedliche Stoffzusammensetzungen

zu berücksichtigen.

Dies wird insbesondere dadurch ermöglicht, dass effektive Stoff- und Wärmetransportgrößen, die teilweise über empirische Zusammenhänge gewonnen werden, genutzt werden können.

Die Anwendung dieser Reaktormodellierung bedingt aber den Verlust einer tiefgehenden Aussagefähigkeit. So ist beispielsweise in einem KIK-Element die Abbildung eines Temperaturgradienten nicht möglich. Dieser Nachteil kann aber durch eine entsprechende Erhöhung der Anzahl der Elemente in horizontaler und vertikaler Richtung verringert werden. Diese steigende Komplexität bedingt aber wiederum die Erhöhung des Berechnungsaufwandes bzw. der -zeit. Die optimale Modellierungstiefe muss also im Kompromiss mit der erforderlichen maximalen Berechnungszeit gefunden werden.

Wärmetransportvorgänge, die von großer Bedeutung für die auftretenden Reaktionen sind, können durch entsprechende empirische Ansätze berücksichtigt werden, wie die Modelle der verschiedenen Autoren belegen.

Die Modellierung des Strömungszustands wird in den obigen Modellvorstellungen weitgehend ausgeblendet. Es werden bis auf einzelne Ausnahmen keine Strömungsparameter bestimmt, da der Schwerpunkt der Modellierungen auf dem Zustand der festen Phase liegt. Zudem ist die Kenntnis des Zustandes der Strömung an jedem Punkt im Haufwerk nicht unbedingt notwendig, so dass eine Charakterisierung über die Angabe von dimensionslosen Kennzahlen, wie beispielsweise REYNOLDS-, PRANDTL- oder NÜBELT-Zahl, zur Beschreibung ausreicht. Eine Ausnahme stellen beispielsweise die Modelle nach PETERS und SWITHENBANK dar, der über das Gesetz nach DARCY einen zusätzlichen Reibungsterm in der Impulserhaltungsgleichung der Gasströmung hinzufügt.

Insgesamt fällt aber auch auf, dass dem Vermischungs- und Transportverhalten unterschiedlicher Rostarten keine tiefergehende Analyse oder Modellierung zuteil wird, wobei PETERS mit der Impulserhaltung für Einzelpartikel wiederum eine Ausnahme darstellt. Das Modell nach SWITHENBANK setzt auf vorgegebene oder im Modell gewonnene Diffusionskoeffizienten und somit auf empirische Ansätze. Die anderen Modelle blenden den Vorgang aus oder vereinfachen über geschätzte Rückvermischungsfaktoren.

5 Modellkonzipierung

In diesem Kapitel erfolgt die Ableitung einer Modellvorstellung für die Abfallverbrennung auf dem Rost. Es werden die einzelnen Teilmodelle und deren Auswahl präsentiert. Vereinzelt wird auf die Verfügbarkeit von Parametern eingegangen, um die generelle Machbarkeit darzustellen. Die weitere Parameterableitung erfolgt im Kapitel 6. Flankierend dazu werden jeweils die grundlegenden theoretischen Hintergründe erläutert.

Wie in Kapitel 4 bereits erarbeitet, erscheint eine Erweiterung des Kaskaden-Modells sinnvoll, um ein hohes Maß an anwendungsorientierter Flexibilität zu erreichen. Zudem wird festgelegt, dass nur der stationäre Zustand betrachtet wird, um die Komplexität des Gesamtmodells nicht zu überhöhen. Die Betrachtung von instationären Vorgängen wird dadurch zwar ausgeblendet, was aber damit korreliert, dass nach Stand der Anwendungstechnik bei CFD-Simulation (siehe Kapitel 4) vorrangig stationäre Zustände von Bedeutung sind.

Bei der nachfolgenden Modellierung wird zunächst das Gesamtmodell in Submodelle untergliedert, die miteinander fest verknüpft werden. Diese Vorgehensweise stellt insbesondere die Transparenz und Nachvollziehbarkeit sicher.

Als modellierungstechnisch notwendig ergibt sich eine Aufspaltung in das Reaktor-, das Brennstoff-/Partikel-, das Wärmetransport- und das Reaktionsmodell. Diese Modelle sind vom jeweiligen Inhalt her klar gegeneinander abgrenzbar.

Auf die Verwendung eines detaillierten Strömungsmodells (Impulsbilanzierung) im Bereich des Brennbetts wird verzichtet. Die benötigten Einflussfaktoren sind nicht hinreichend genau zu bestimmen bzw. abzubilden und das gewählte Reaktormodell benötigt die kennzeichnenden Strömungsgrößen nur als Globalwerte.

Zudem wird vereinfachend die Strömungsrichtung der Gasströmung normal zum Rost vorab festgelegt. Diese Festlegung auf eine eindimensionale Bilanzierung erfolgt, weil aufgrund der großen Temperaturgradienten im Bereich der Verbrennungszone der Auftrieb als angreifende Kraft alle anderen Kräfte überwiegt. Die Bewegung der Feststoffe wird zweidimensional abgebildet, um insbesondere die Vermischung in vertikaler Richtung abzubilden. Die Wärmebilanzierung letztendlich wird dreidimensional durchgeführt, um die Effekte von lokalen Wärmesenken oder –quellen (beispielhaft Durchbläser, Wände) abbilden zu können.

5.1 Grundlagen der Modellierung von Verbrennungsreaktionen

Bei Verbrennungsvorgängen von festen Brennstoffen handelt es sich sowohl um heterogene, durch die Anwesenheit von Phasengrenzflächen und unterschiedlichen Phasenzuständen gekennzeichnete, als auch um homogene Reaktionen. Dabei kommt es an den Phasengrenzflächen und im umgebenden Grenzfilm der beteiligten festen und fluiden (hauptsächlich gasförmigen) Phase zu Stofftransport- und Reaktionsvorgängen.

Die Verbrennung von festen, kohlenstoffhaltigen Brennstoffen wird allgemein in sechs grundsätzliche Phasen eingeteilt [GÖRN91, GUMZ62, BRAN91]:

- Aufheizung der Partikel,
- Trocknung der Partikel (Verflüchtigung von Wasser),
- Entgasung von flüchtigen Bestandteilen und Pyrolyse,

- Koksabbrand (Vergasung) des festen Brennstoffes,
- Ausbrand der gasförmigen Bestandteile und
- Schadstoffentstehung.

Die o.g. Vorgänge laufen bei der Abfallverbrennung mehr oder weniger überlagert ab, so dass die Modellbildung nicht in dieser Reihenfolge gestaffelt werden muss [REIM92, THOM94].

Die Aufheizung der Partikel und die Trocknung des Brennstoffs haben entscheidenden Einfluss auf die Zündung. Daher sind die Einflüsse der Wärmeübertragung aus dem umgebenden Raum auf den Feststoff und die Zusammensetzung des Brennstoffs als wichtig zu erachten. Aufgrund der Stoff- und Formvielfalt von realen Abfallpartikeln ist eine Beschreibung der Aufheizung aber generell erschwert. Sie erfolgt daher global, d.h. ohne Berücksichtigung einer inneren Wärmeleitung.

Bei der Pyrolyse und der Entgasung werden flüchtige Stoffe innerhalb des Brennstoffes gebildet bzw. ausgetrieben. Zu diesen zählen vorrangig Kohlenwasserstoffe, Kohlenstoffoxide, Wasser und Wasserstoff. Diese gasförmigen Stoffe verlassen den festen Brennstoff und können in der Gasphase mit dem dort vorhandenen Sauerstoff homogen reagieren. Die bei der Pyrolyse/Entgasung von Abfall entstehende Stoffvielfalt erschwert aber eine modellhafte Beschreibung der Vorgänge. Daher bietet sich nur ein deutlich abstrahierendes Modell an.

Der nach der vollständigen Austreibung der Flüchtigen zurückbleibende Reststoff, der hauptsächlich aus Koks und Asche besteht, wird in Anwesenheit von Vergasungsmitteln (hauptsächlich Sauerstoff O_2 , Kohlendioxid CO_2 und Wasser H_2O) vergast. Die dabei entstehenden Produkte werden ebenfalls (soweit oxidationsfähig) mit Sauerstoff in der Gasphase zur Reaktion gebracht.

Neben den primären Verbrennungsprodukten aus Kohlenstoff, Wasserstoff und Sauerstoff entstehen auch sekundäre Verbrennungsprodukte, die so genannten Schadgase. Zu ihnen zählen insbesondere Stickoxide (NO_x), Schwefeloxide (SO_x) und Chlorwasserstoff (HCl). Die entsprechenden Entstehungswege sind insbesondere bei der Verbrennung von Abfall noch weitgehend ungeklärt oder Stand der aktuellen Forschung, so dass eine modellhafte Beschreibung noch zu entwickeln ist [GÖRN91, WARN93, LEUC79, KOLB03].

5.2 Eingrenzung und Präzisierung des Modellierungsgegenstands

Der vorliegende Fall der thermischen Behandlung von Abfällen auf Rostsystemen gehört zu dem Bereich der technischen Verbrennungseinrichtungen. Es handelt sich um thermische Entsorgungsanlagen, die primär mit dem Ziel betrieben werden, die eingesetzten Abfälle thermisch zu inertisieren, Schadstoffpotenziale zu reduzieren und das zu deponierende oder zu verwertende Restvolumen zu vermindern.

Der vorliegende Reaktortyp ist im Prinzip ein bewegter Schüttgutreaktor, bei dem die beiden dominierenden Phasen (Feststoff, Gas) im Kreuzstrom (Festbettdurchströmung) bzw. im Gegen- oder Gleichstrom (Feuerraumströmung) fließen [REIM92].

Der für die vorliegende Arbeit wesentliche Prozess ist die Verbrennung der Abfälle in der Brennkammer (Punkt 5 in Abbildung 3-4, Abschnitt 3.2). Die Peripherie des Hauptprozesses wird nicht weiter betrachtet.

Der Verbrennungsprozess im eigentlichen Sinn lässt sich in zwei Teile untergliedern, die durch die jeweiligen dominierenden Phasen Feststoff und Gas unterschieden werden können. Der erste Teil des Prozesses findet im »bewegten« Festbett statt, welches auf dem Rost transportiert wird. Der nachfolgende Teil ist durch die darüberliegende Gasphase dominiert.

Beide Phasen können getrennt voneinander betrachtet und modelliert werden, wobei aufgrund der Interaktion (Wärme-, Stoffaustausch) eine Kopplung vorzunehmen ist.

Die prinzipiellen Zustände in Verbrennungsreaktoren lassen sich in strömungstechnische, wärmetechnische und reaktionstechnische Charakteristika unterteilen [GÖRN91].

Die Unterteilung des strömungstechnischen Zustandes des Reaktors (gasphasenseitig) erfolgt in laminare oder turbulente Strömungen. Von der Verteilung und Intensität der Turbulenz in der Gasphase werden einige wichtige verbrennungstechnische Eigenschaften bestimmt. Dazu gehören

- Form und Ausbildung der Strömung,
- Mischungsverhalten zwischen brennbaren Substanzen (gasförmig oder fest) und der Verbrennungsluft,
- lokale Verbrennungsbedingungen sowie
- Wärme- und Stoffübertragungsbedingungen.

Die Charakterisierung sowohl der Strömung durch die Schüttung als auch im Feuerraum und den Strahlungszügen erfolgt anhand der allgemeinen Reynolds-Zahl Re und der Reynolds-Zahl Re_p für umströmte Partikel:

$$Re = \frac{u \cdot d_{hy}}{\nu} \quad \text{bzw.} \quad Re_p = \frac{(u_G - u_p) \cdot d_p}{\nu} \quad (5-1)$$

Die wärmetechnische Charakterisierung erfolgt hauptsächlich durch die Angabe der theoretischen und adiabatischen Verbrennungstemperaturen. Diese Temperaturen berechnen sich aus einer Energiebilanz um den Feuerraum. Sie sind identisch für den Spezialfall, dass die Verlustwärmeströme $\dot{Q}_{Verlust}$ gleich Null sind.

Die reaktionstechnische Charakterisierung ist direkt mit der Verweilzeit und der Durchmischung sowohl von Brennstoff als auch von Verbrennungsluft verbunden. Als Bedingung für den vollständigen Ausbrand des Brennstoffs gilt, dass die Ausbrandzeit τ_{AZ} geringer als die Verweilzeit τ ist. Die Durchmischung wird durch die Bodensteinzahl Bo (bezogen auf charakteristische Reaktorlänge) bzw. Pecletzahl Pe (bezogen auf charakteristischen Reaktordurchmesser) beschrieben. Für reale Reaktoren von technischen Verbrennungssystemen wird von SCHOLZ et al. eine Peclet-/ Bodensteinzahl von Pe oder $Bo \approx 10$ angegeben [SCH01]:

$$Pe = \frac{u \cdot d_{hy}}{D} \quad \text{bzw.} \quad Bo = \frac{u \cdot l}{D} \quad (5-2)$$

Die Ausbrandzeit τ_{AZ} hängt direkt von der Temperatur in der Grenzschicht um den Brennstoff und der Reaktionsrate ab. Dabei kann die Reaktionsrate sowohl chemisch als auch diffusionskontrolliert sein.

Die nachfolgende Tabelle 5-1 zeigt zusammenfassend die Einteilungen:

Tabelle 5-1: Beschreibung der Zustände in thermischen Abfallbehandlungsanlagen

Einordnung	Charakteristik
Strömungstechnisch	Freie Gasphase: turbulent ($Re \gg 2300$) [GÖRN91] Partikelumströmung: laminar ($Re_p \approx 10$) [REIM92, GÖRN91]
Wärmetechnisch	Adiabatische Verbrennungstemperatur v_{ad} : 1.000°C-1.400°C [REIM95] Theoretische Verbrennungstemperatur v_{th} : 900°C-1.300°C
Reaktionstechnisch	Verweilzeiten feste Phase τ : 60 - 120min [ANDR92, REIM92, SCHO91] Verweilzeiten freie Gasphase im Kessel τ : ≈ 5 -10 Sekunden [THOM94, REIM92, SCHO92, SCHO91, URBA87] Verweilzeiten Gasphase in Partikelumströmung τ : 1 Sekunde [REIM92] Abbrandzeit Feststoff τ_{AZ} : <120min, abhängig von Randbedingungen Abbrandzeit Gas τ_{AZ} : Sekunden Reaktorverhalten Gas, Feststoff: realer Reaktor (Bo bzw. $Pe \approx 10$) [SCHO01]

5.3 Lastenheft für die Modellierung

Aus dem in Abschnitt 3.4 erarbeiteten Pflichtenheft für die Modellierung, das u.a. zur Erreichung des Ziels der Anwendungsorientierung beitragen soll, wird nun das Lastenheft abgeleitet (Tabelle 5-2), welches die Methoden bestimmt, mit denen die Anforderungen erfüllt werden sollen.

Tabelle 5-2: Anforderungen des Pflichten- und Methoden des Lastenhefts

Pflichtenheft	Lastenheft
Brennstoffqualität (Zusammensetzung, Heizwert, Oberfläche)	Abbildung über elementare Zusammensetzung und spezifisches Partikelmodell
Brennstoffschüttung (Brennbetausdehnung, Porosität)	Berücksichtigung der Schüttungsporosität, Abbildung durch spezifisches Partikelmodell
Rostsystem (Vermischung, Transportverhalten, Lufteintrag)	Vermischung (Dispersion) und Transportverhalten analysieren und in Erhaltungsgleichungen berücksichtigen, Lufteintrag rostspezifisch modifizieren
Luftzufuhr (Verteilung, Vorwärmung, Rauchgasrezirkulation, Anreicherung)	Rostspezifisch Lufteintrag analysieren und berücksichtigen, charakteristische Parameter (Temperatur, Zusammensetzung etc.) einbeziehen
Reaktionsprodukte (Trocknung, Entgasung, Vergasung, Ausbrand)	Trocknungs- und Entgasungsmodell bestimmen, Berücksichtigung von Boudouard- und Wassergasreaktion
Geometrieinfluss (Stromführung)	Berücksichtigung der Feuerraumausgestaltung
Flexible Anpassung an unterschiedliche Verbrennungskonzepte auf Rostbasis	Berücksichtigung von charakterisierenden Eigenheiten (Vermischung, Transportverhalten)
Hinreichende Genauigkeit	Nachbildung von qualitativen Beobachtungen der Realität
Berechnungszeit praxisorientiert und anwendungsnah	Festsetzung eines minimalen Detaillierungsgrades

5.4 Modellierung auf der Basis einer Rührkesselkaskade

Wie bereits in Kapitel 4 erwähnt, haben die Modellvorstellungen, die auf einer Reaktormodellierung mittels einer so genannten Rührkesselkaskade basieren, deutliche Vorteile bezüglich der Umsetzung und der daraus resultierenden Vereinfachungen im Hinblick auf die Diskretisierung der Differenzialgleichungen.

Durch die Wahl einer Rührkesselkaskade wird die Anzahl benötigter Modellparameter reduziert. So ist beispielhaft nach SCHOLZ et al. die Bestimmung des axialen Dispersionskoeffizienten, der für eine kontinuierliche Beschreibung des Feststofftransports benötigt wird, für eine Abfallschüttung auf einem Rost nicht möglich [SCHO01].

Die Diskretisierungstiefe ist bei der Rührkesselkaskade prinzipiell frei wählbar, wobei aber sowohl aus Konvergenz- und Stetigkeitsgründen als auch aus Modellierungsgründen (abzubildendes Verweilzeitverhalten) eine Mindestanzahl einzuhalten ist.

Die in anderen, auf Rührkesselkaskaden beruhenden Modellen enthaltenen Vereinfachungen (beispielsweise Vernachlässigung der Effekte durch Wärmeleitung), die sich aufgrund einer eindimensionalen Betrachtungsweise einstellen, können durch eine mehrdimensionale Verschaltung aufgehoben werden.

Daher wird in der folgenden eigenen Modellierung eine dreidimensionale Rührkesselkaskade als grundlegendes Reaktormodell angesetzt, um das Verweilzeit- und damit Umsatzverhalten von Rostsystemen nachzubilden.

Für die weitere Modellvorstellung wird das Modell in vier grundlegende Submodelle (Reaktor-, Brennstoff-/Partikel-, Wärmetransport- und Reaktionsmodell) eingeteilt, die im nachfolgenden erläutert werden. Ein Strömungsmodell (reduziert auf Druckverlustbetrachtung) kann bei Bedarf in deutlich reduzierter Form integriert werden, wie in Abschnitt 5.4.2 ausgeführt wird.

5.4.1 Ableitung der Modellierungsstrategie

Die Modellierungsstrategie wird vor allem durch die geplante Verwertung der Ergebnisse determiniert, die eine Ankopplung des aufzustellenden Modells an ein CFD-Modell als integralen Bestandteil vorsieht. Als Ziel soll die Aussagekraft der Ergebnisse von Strömungssimulationen erhöht werden.

Da eine direkte Verknüpfung als interagierende Subroutine im CFD-Modell aus Gründen der schnellen Verfügbarkeit von Ergebnissen ausscheidet, wird eine iterierende Verknüpfung gewählt, d.h. zunächst erfolgt die Berechnung der Ergebnisse des Rostmodells, die an das CFD-Modell übergeben werden. Das CFD-Modell errechnet daraus einen stationären Zustand, aus dem wiederum Daten an das Rostmodell zur Anpassung zurückgegeben werden.

Als grundlegende Basis für eine unabhängige (Start-)Simulation des Rostmodells ist zwingend eine bereits im Rostmodell integrierte Berücksichtigung des Feuerraums vorzusehen, um Stützwerte für einen Strahlungswärmeaustausch zu generieren.

Es ist vorgesehen, dass als Austauschdaten einerseits lokale Temperaturen, Massenströme und Gasspezieskonzentrationen und andererseits die Strahlungswärme ausgetauscht werden (Abbildung 5-1):

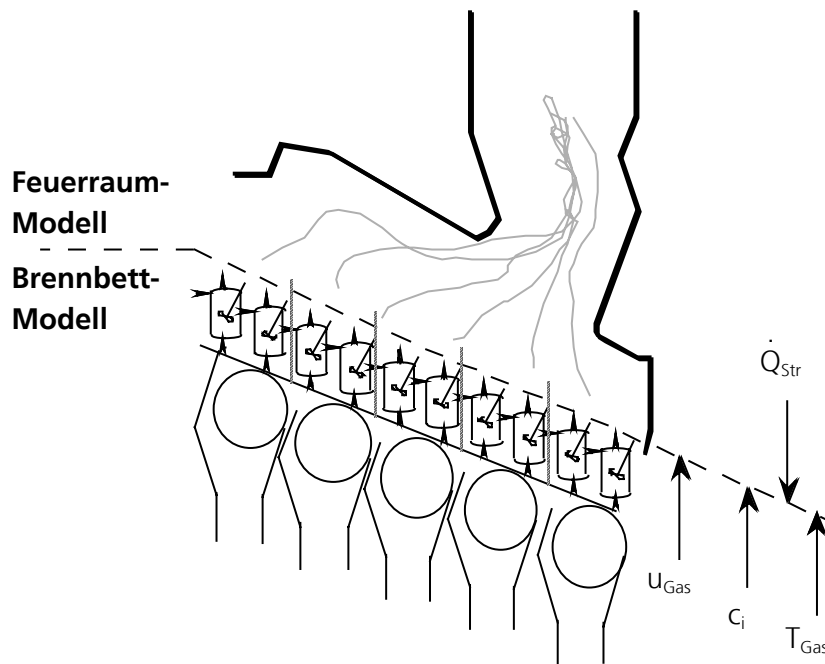


Abbildung 5-1: Verknüpfung von Rost- und CFD-Modell (u_{Gas} : Austrittsgeschwindigkeit Gas, c_i : Konzentration Gasspezies, T_{Gas} : Gastemperatur, \dot{Q}_{Str} : Strahlungswärme)

5.4.2 Strömungsmodellierung

Das Strömungsmodell beschreibt den Transport der Gas- und der Feststoffphase aufgrund von äußeren angreifenden Kräften und durch sich ändernde Stoffeigenschaften (Form, Dichte etc.).

Die Beschreibung der Strömung der gasförmigen Phase durch eine Schüttung kann wie in der nachfolgenden differenziellen Form durchgeführt werden, wie sie schon von PETERS für seinen Ansatz formuliert wurde [PETE94]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_G \varepsilon \vec{u}) + \varepsilon \vec{u} \cdot \text{div}(\rho_G \vec{u}) = \text{grad}(\eta_G \varepsilon (\text{div} \vec{u})) - \text{grad} p_G - \varepsilon^2 \cdot \frac{\eta_G}{\rho_G} \vec{u} + \vec{F}_G \quad (5-3)$$

Der erste Term kennzeichnet die zeitliche Änderung des Impulses, der zweite und dritte beschreiben den Impulstransport durch Konvektion bzw. Diffusion. Der vierte Term steht für den auftretenden Druckverlust. Der fünfte Term beschreibt die Dissipation von Impulsenergie durch Reibung an den Feststoffpartikeln. Die Volumenkraft \vec{F}_G kann beispielsweise durch Gewichtskräfte oder Auftriebskräfte dargestellt werden. Weiterhin besteht die Möglichkeit, ein Modell für die Turbulenz aufzunehmen.

Die Geschwindigkeitsverteilung der durchströmenden Gasphase wird durch die Größe und Anordnung der Lücken bestimmt. Bei der Umströmung der Partikel entstehen Beschleunigungen und Verwirbelungen in radialer und axialer Richtung. Zudem existieren aufgrund von Quellen und Senken für einzelne Spezies und Dichteunterschiede durch Temperaturschwankungen zahlreiche instationäre Abläufe. Es liegt somit eine starke Abhängigkeit von anderen Phänomenen (Hohlraum in Schüttung, Partikelform und -verteilung etc.) vor.

Bei einer kontinuierlichen Beschreibung wird daher üblicherweise eine zeitliche und örtliche Mittelwertbildung durchgeführt. Diese Vorgehensweise erzeugt den summarischen Charakter einer Strömungsmodellierung [DASZ90].

Prinzipiell ist die Schüttung als ein festes, poröses Medium zu charakterisieren. Der Anteil der frei durchströmbaren Hohlräume V_h , bezogen auf das Gesamtvolumen V_{ges} , wird über den Parameter ε (Porosität, Lückengrad, Hohlraumfaktor) beschrieben:

$$\varepsilon = \frac{V_h}{V_{ges}} \quad (5-4)$$

Nach PETERS wird ein poröses Medium im Wesentlichen durch den sich einstellenden Druckgradienten beschrieben [PETE94].

Für durchströmte Schüttungen einheitlicher Hohlraumverteilung hat sich eine Impulsbilanz mit einer Abschätzung nach ERGUN [BRAU71] für den Druckgradienten als hinreichend genau bewährt. Nach [DASZ90] kann diese Vorgehensweise auch bei einem örtlich verteilten Lückengrad angewandt werden. Die Gleichung lautet für eine eindimensionale Betrachtung (hier gewählt: y-Richtung in kartesischen Koordinaten):

$$-\frac{\Delta p}{\Delta y} = \left(150 \cdot \mu \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 \cdot d_p^2} \cdot u_y \right) + \left(1,75 \cdot \rho \cdot \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 \cdot d_p} \cdot u_y^2 \right) \quad (5-5)$$

Der Lückengrad in einem reagierenden Haufwerk ist prinzipiell eine Funktion des Ortes und der Zeit. Die entsprechende Formulierung eines Zusammenhangs ist also erforderlich. Bisher existieren aber noch keine belastbaren Modelle, so dass entweder eine empirische Abschätzung oder ein fester Wert in Erwägung zu ziehen ist.

Die Beschreibung der Strömung der festen Phase kann ebenfalls differenziell erfolgen. So schlägt Peters vor, eine Transportgleichung (Impulsbilanz) mit einer Kraftbilanz am Einzelpartikel zu lösen [PETE94]. Diese Vorgehensweise erfordert aber eine entsprechend hochwertige Stoffdatensammlung, die auch Reibungsfaktoren bereitstellt. Die hohen Anforderungen an eine solche Modellierung lassen sie an dieser Stelle nicht sinnvoll erscheinen. Zudem wird durch die Abbildung des Verweilzeit- und Transportverhaltens durch eine Rührkesselskaskade die Modellierung der Strömung vorgenommen.

Auf eine eigene Strömungsmodellierung mittels einer Impulsbilanz wird für die Gas- und auch für die Feststoffphase verzichtet, da sie aufgrund der notwendigen weitreichenden Vereinfachung von Abfalleigenschaften (Partikelform, -verteilung etc.) keine wesentlichen Beiträge erwarten lässt. Die obige Gleichung für den Druckgradienten innerhalb der Gasphase kann ergänzt werden, wenn entsprechender Bedarf an diesen Ergebnissen besteht.

5.4.3 Reaktormodellierung

Das Reaktormodell umfasst die Abgrenzung des Modellierungsbereiches von der gewählten Systemgrenze, die Vorgabe der wesentlichen Eigenschaften einer Berechnungszelle und die Verknüpfungen der Zelle mit der jeweiligen Zellumgebung. Eine Zelle ist dabei ein klar zur Umgebung abgegrenztes, in Abfallflussrichtung örtlich festes Volumen. Die Ausdehnung einer Zelle in die Höhe ist variabel und soll von der jeweiligen gespeicherten Masse in einer Zelle (Hold-up) abhängen.

5.4.3.1 Theorie der Reaktormodellierung in der technischen Chemie

Die Modellierung einer chemischen Reaktion erfolgt häufig zuerst durch die Festlegung eines Reaktions- und Reaktortyps, durch den der Stoffumsatz einer fluiden und/oder festen Phase bestimmt wird. Im Folgenden werden kurz die Grundlagen dieser Auswahl erläutert.

Prinzipiell lassen sich einphasige chemische Prozesse anhand ihrer Betriebsweise in drei Arten unterscheiden [FITZ89, LEVE62]:

- Diskontinuierliche Betriebsführung,
- kontinuierliche Betriebsführung,
- halbkontinuierliche Betriebsführung.

Der diskontinuierliche Betrieb ist dadurch gekennzeichnet, dass zu Beginn die Reaktionspartner in einen Reaktor gefüllt und ständig gemischt werden. Die Reaktion wird gestartet und nach einer bestimmten Zeit abgebrochen. Danach werden Produkte und verbliebene Edukte gemeinsam aus dem Reaktor entfernt. Die Betriebsweise wird auch als »nicht stationär« beschrieben.

Der kontinuierliche Betrieb unterscheidet sich dadurch, dass die Reaktanden und gleichzeitig die Produkte kontinuierlich dem Reaktor zu- bzw. abgeführt werden. Dadurch lässt sich ein stationäres Betriebsprofil erzeugen.

Diese Betriebsweisen und die jeweilige Art der Rückvermischung der Reaktanden im Reaktionsraum ergeben drei idealisierte Grenzfälle in der Reaktormodellierung [FITZ89, LEVE62]:

- Satzbetrieb mit vollständiger Durchmischung des Reaktorinhalts - Diskontinuierlicher idealer Rührkessel (DIK),
- Fließbetrieb ohne Rückvermischung des Reaktorinhalts - Kontinuierliches ideales Strömungsrohr (KIR),
- Fließbetrieb mit vollständiger Durchmischung des Reaktorinhalts - Kontinuierlicher idealer Rührkessel (KIK).

Die dritte Betriebsweise kombiniert den kontinuierlichen und diskontinuierlichen Betrieb und stellt daher eine hybride Form dar. Es werden dem Reaktor sowohl kontinuierlich Edukte zugeführt als auch Produkte abgeführt. Weitere Edukte aber werden nur zu Beginn zugeführt und verbleiben bis zum vollständigen Umsatz im Reaktor. Auch in diesem Fall ist das Nicht-Erreichen des stationären Zustandes charakteristisch.

Die besonderen Merkmale von DIK und KIK sind die vollständige Durchmischung des Reaktorinhalts. Die Temperatur und die Konzentration eines jeden Reaktanden sind also identisch für jeden Ortpunkt im Reaktor. Es liegt damit ein isotroper Zustand vor. Beim KIK sind daher die physikalischen Eigenschaften der Reaktionsmasse (Konzentration, Temperatur) im Auslauf identisch mit diesen Eigenschaften im Reaktor. Diese beiden Parameter sind beim DIK von der Zeit und damit vom Reaktionsablauf abhängig. Das KIR unterscheidet sich dadurch, dass die Konzentration und die Temperatur ortsabhängig sind und keine vollständige Durchmischung im Reaktor herrscht. Abbildung 5-2 zeigt den Konzentrationsverlauf in Abhängigkeit der drei Modellreaktoren:

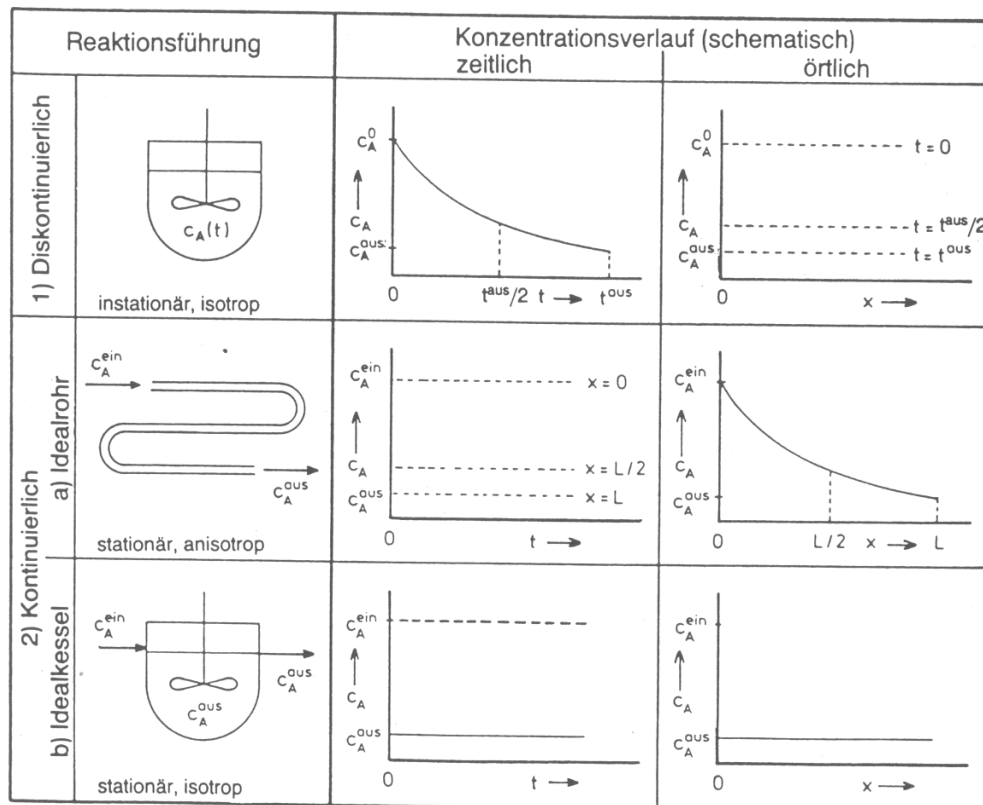


Abbildung 5-2: Konzentrationsverlauf für die drei Grundtypen chemischer Reaktoren [FITZ89]

Um komplexe Reaktoren nachzubilden, besteht die Möglichkeit, Kombinationen von Reaktorstufen zu schalten. Die einfachste Möglichkeit ist die Schaltung von mehreren KIK zu einer Kaskade.

Im vorliegenden Fall einer Rostfeuerung kann das System auf einen Kreuzstromreaktor abstrahiert werden, bei dem Feststoff und Gas im Kreuzstrom zueinander geführt werden. Dieser Reaktortyp lässt sich durch eine Ersatzschaltung aus KIK oder KIR abbilden. Abbildung 5-3 zeigt sowohl die Schaltung einer Kaskade aus KIK als auch einen idealen Kreuzstromreaktor (2a) und das Ersatzschaltbild aus KIK (2b):

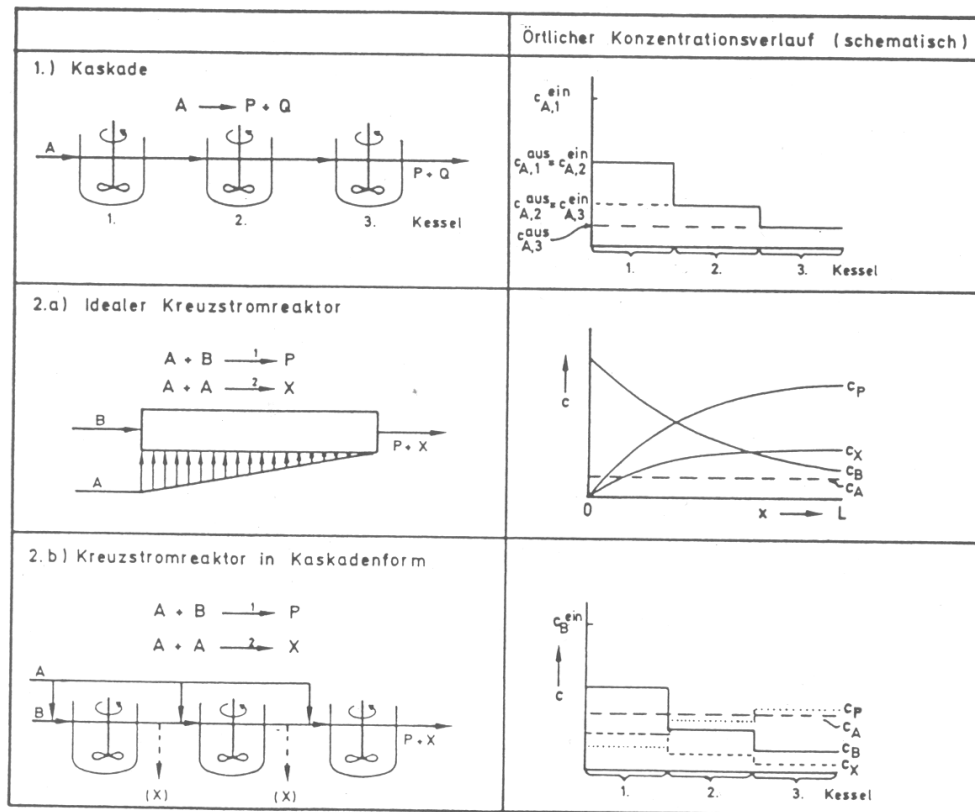


Abbildung 5-3: Komplexe Reaktorschaltungen und der zeitliche Konzentrationsverlauf [Fitz89]

Die o.g. Eigenschaften gelten streng genommen nur für einphasige Systeme. Das hier vorliegende System ist aber mehrphasig (fester, flüssiger, gasförmiger Aggregatzustand). Der wichtigste Unterschied dabei ist, dass bei der einphasigen Betrachtung die chemische Reaktionsgeschwindigkeit auf das Volumen einer homogenen Phase bezogen wird. Bei mehrphasigen Systemen werden üblicherweise die Phasengrenzflächen als Bezug herangezogen. Daher ist bei der Modellierung der Reaktionschemie zu beachten, dass die Konzentration der Reaktanden an der Grenzfläche von der chemischen Reaktionsgeschwindigkeit und dem Stofftransport durch den Grenzfilm abhängig ist.

5.4.3.2 Umsetzung

Es stellt sich zunächst die Frage, wie viele Zellen mit Rührkesselcharakteristik sowohl für den Gas- als auch für den Feststofftransport notwendig sind, um die Charakteristika eines Rostsystems abzubilden.

Die Minimalanzahl in horizontaler Richtung resultiert dabei sicherlich aus den vorgegebenen Primärluftzonen einer Anlage, die jeweils für eine klare geometrische Abgrenzung sorgen. BECKMANN und GRUBER haben in ihren Arbeiten diese Minimalanzahl gewählt. SCHOLZ et al. fassen dementsprechend auf der Basis ihrer Überlegungen zusammen, dass die erwähnte Minimalanzahl für einen Rost mit hoher Durchmischungsaktivität (Rückschub) ausreicht. Für Roste mit geringer Aktivität (Vorschub-, Wanderrost) sind zwischen 30 und 60 Elemente erforderlich [SCH01].

Diese Überlegungen sind streng genommen nur für die eindimensionale Rührkesselkaskade gültig, die die Autoren wählen, da sie aufgrund der geringen vertikalen Temperaturgradienten ihrer Modellanlage keine Teilung in vertikaler Richtung vornehmen. In realen Anlagen spielt

aber der Einfluss der Schütthöhe aufgrund der geringen Wärmeleitung eine wesentliche Rolle. Daher werden in den weiteren Überlegungen sowohl in der Schüttschichthöhe als auch –breite Rührkessелеlemente vorgesehen.

Abbildung 5-4 zeigt grob skizziert die gewählte Anordnung der Berechnungszellen:

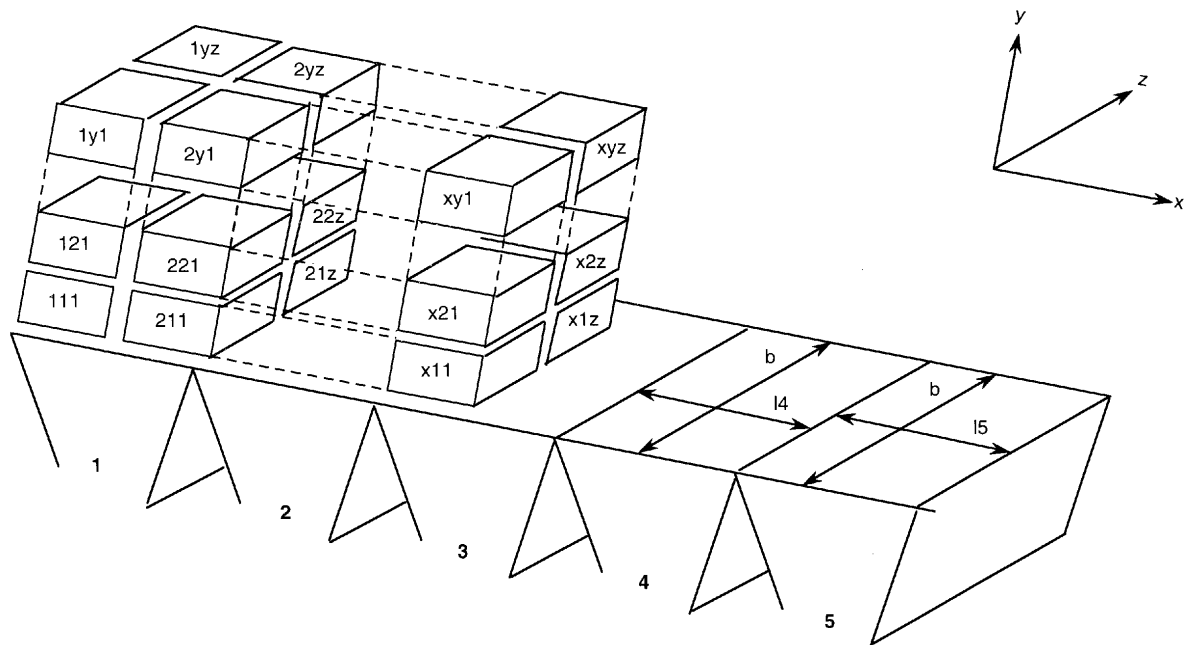


Abbildung 5-4: Anordnung der Berechnungszellen zur Diskretisierung des Brennbetts und gewählte Notation in kartesischen Koordinaten (b : Rostbreite; l_4, l_5 : Längen der Primärluftzonen 4, 5)

Es wird ein kartesisches Koordinatensystem gewählt. Die Notation für die Zellenbezeichnung bezieht sich auf die jeweilige Position der Zelle. So bedeutet die Bezeichnung 1,1,1 eine Zelle, die in der x-y-Ebene am linken unteren Rand positioniert ist.

Zudem wird die oberhalb des Brennbetts liegende Gasphase ebenfalls durch eine Rührkesselkaskade approximiert, was nach BREM, GORT und VAN KESSEL [BREM90, VANK95, VANK02] die tatsächlichen Verhältnisse für das Verweilzeitverhalten gut abbildet. Es wird aber entgegen der Modellierung des Brennbetts keine Einteilung in z-Richtung vorgenommen, so dass eine rein zweidimensionale Diskretisierung der Gasphase entsteht. Dies erfolgt vor dem Hintergrund, dass diese Gasphasenzellen zunächst nur als Stützstellen für die Strömungssimulation dienen.

Neben der Abbildung des unterschiedlichen Verweilzeitverhaltens ist auch das Dispersionsvermögen, das die Quervermischung der Rostsysteme kennzeichnet, abzubilden. So vermögen vermischungsintensive Rostsysteme beispielsweise Glutnester in noch nicht durchgezündete Bereiche unterzumischen und so den Verbrennungsablauf erheblich zu beeinflussen. Zwischen den Schichten der Berechnungszellen in horizontaler Richtung ist also auch ein gerichteter Vermischungstransport zu modellieren.

Abbildung 5-5 zeigt die abzubildenden Verknüpfungen der Berechnungszellen für den Gas- und Feststofftransport:

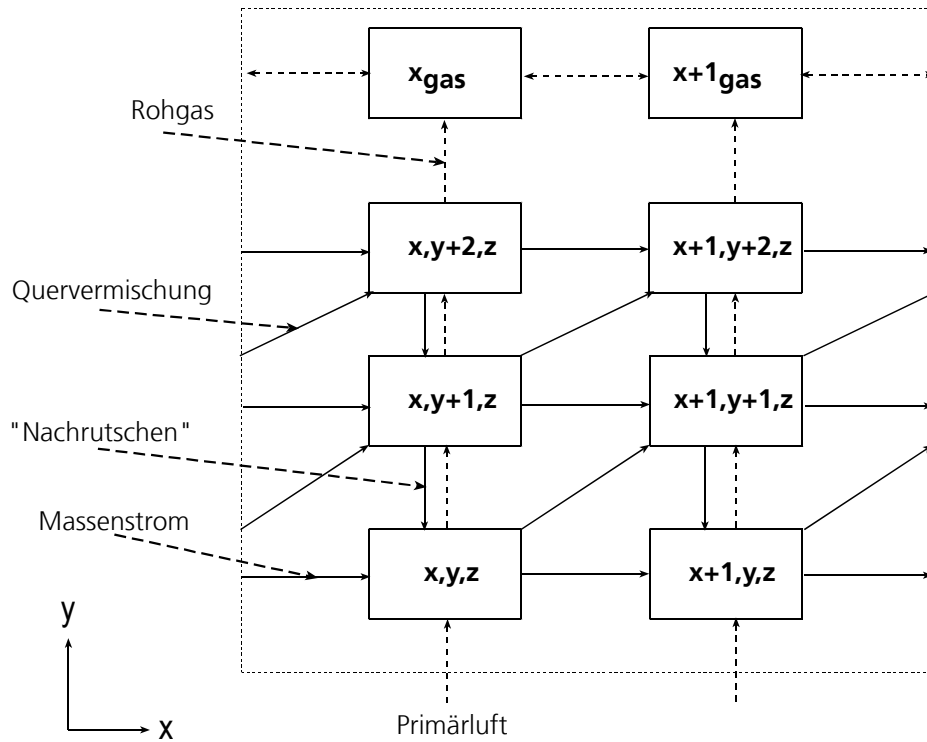


Abbildung 5-5: Zugelassener Gas- und Feststofftransport im Modell

Die Haupttransportrichtungen sind für Gasströme die Vertikale und für Feststoff die Horizontale. Für den Feststofftransport werden ergänzend noch die Quervermischung und das »Nachrutschen« eingeführt. Das Nachrutschen verhindert das mathematische Leerlaufen von Berechnungszellen und vervollständigt somit den Quervermischungsalgorithmus.

In den übergeordneten Gasphasenzellen ($x+i_{\text{gas}}$) ist die Strömungsrichtung sowohl in positiver als auch in negativer x-Richtung erlaubt und wird im jeweiligen Fall der gewählten Geometrie (Gleich-, Gegen-, Mittelstrom) vor der Simulation eingestellt.

Aufgrund der vollständigen Durchmischung im idealen Rührkessel reduzieren sich die bereits vorgestellten, allgemeinen Bilanzgleichungen um den Diffusionsterm und um die zeitliche Änderung des Speicherterms, da nur stationäre Zustände möglich sind. Die allgemeine Stoffbilanz für einen KIK lautet somit:

$$\frac{\partial n_i}{\partial t} = 0 = -\text{div}(n_i \cdot \vec{u}) + \sum_j \dot{R}_{ij} \quad (5-6)$$

Da der obige Divergenzterm den Stoffaustausch des Volumenelements $dV = dx \cdot dy \cdot dz$ durch Konvektion beschreibt, wird durch Integration dieses Terms über das Reaktorvolumen V_R genau die Differenz der dem Reaktor zu- und abfließenden Ströme erhalten:

$$-\int_{V_R} \text{div}(n_i \cdot \vec{u}) dV_R = \dot{n}_{i,\text{ein}} - \dot{n}_{i,\text{aus}} \quad (5-7)$$

Für die Stoffbilanz folgt daher:

$$\frac{dn_{i,\text{aus}}}{dt} = 0 = \dot{n}_{i,\text{ein}} - \dot{n}_{i,\text{aus}} + \sum_j \dot{R}_{ij} \quad (5-8)$$

und bei konstantem Reaktionsvolumen:

$$V_R \cdot \frac{dc_{i,aus}}{dt} = 0 = c_{i,ein} \cdot \dot{V}_{ein} - c_{i,aus} \cdot \dot{V}_{aus} + \sum_j \dot{R}_{ij} \quad (5-9)$$

Letztere Bilanzgleichung nimmt mit Hilfe der Verweilzeit τ , welche der durchschnittlichen Aufenthaltszeit eines Fluidelements (oder Partikels) im Reaktor entspricht:

$$\tau = \frac{V_R}{\dot{V}_{Fluid}} \quad (5-10)$$

folgende Gestalt an:

$$\frac{dc_{i,aus}}{dt} = 0 = \frac{c_{i,ein}}{\tau} \cdot \frac{\dot{V}_{ein}}{\dot{V}_{aus}} - \frac{c_{i,aus}}{\tau} + \frac{1}{V_R} \sum_j \dot{R}_{ij} \quad (5-11)$$

Die üblicherweise auf idealisierten Vorstellungen (volumenbeständige Reaktion, homogene Reaktionen) beruhenden Stoffbilanzgleichungen für die idealen Reaktoren (vgl. [PLAT96, MALE93, FITZ89, LEVE62, KÄMP97]) können in dem vorliegenden Fall nicht uneingeschränkt angewandt werden. Die auftretenden heterogenen Gas-Feststoffreaktionen bedingen einerseits die Änderung des Volumenstroms (gas- und feststoffseitig) und die Änderung des Bilanzvolumens (dynamische Anpassung an Schüttchichthöhe).

Abbildung 5-6 zeigt die realisierte Stoffbilanzierung:

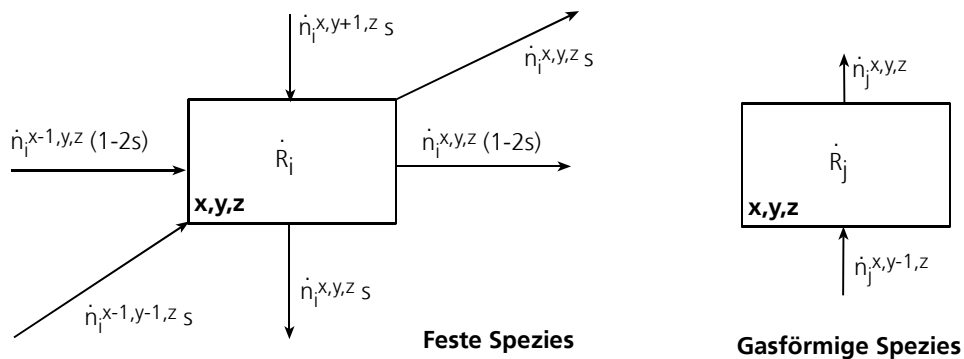


Abbildung 5-6: Stoffbilanzierung der festen Spezies i und der gasförmigen Spezies j in der Zelle x,y,z

Der Parameter s steht für den Anteil der Quervermischung, der von der jeweiligen Rostart abhängt. Eine weitere Erläuterung wird im nächsten Abschnitt gegeben. Somit ergeben sich die folgenden, erweiterten Bilanzgleichungen für den Gas- und Feststofftransport:

Stationäre Stoffbilanz für gasförmige Spezies j in Berechnungszelle x,y,z (vierter Term ist Quellterm aus der heterogenen Feststoffreaktion):

$$\frac{\partial}{\partial t} n_j^{x,y,z} = 0 = \dot{n}_j^{x,y-1,z} - \dot{n}_j^{x,y,z} - \dot{r}_j \cdot V^{x,y,z} \cdot \varepsilon + \nu_{ji} \cdot \dot{r}_i \cdot A^{x,y,z} \cdot V^{x,y,z} \cdot (1-\varepsilon) \quad (5-12)$$

Stationäre Stoffbilanz für die feste Spezies i in Berechnungszelle x,y,z :

$$\frac{\partial}{\partial t} n_i^{x,y,z} = 0 = \dot{n}_i^{x-1,y,z} \cdot (1-2s) + \dot{n}_i^{x,y+1,z} \cdot s + \dot{n}_i^{x,y-1,z} \cdot s - \dot{n}_i^{x,y,z} - \dot{r}_i \cdot A^{x,y,z} \cdot V^{x,y,z} \cdot (1-\varepsilon) \quad (5-13)$$

Die gasförmigen und festen Stoffströme der Spezies j und i berechnen sich folgendermaßen:

$$\dot{n}_i^{x,y,z} = \dot{V}_j^{x,y,z} \cdot \rho_j \cdot \frac{1}{M_j} = \dot{V}_{G,ges}^{x,y,z} \cdot \xi_j^{x,y,z} \cdot \rho_j \cdot \frac{1}{M_j} \quad \text{mit } \xi_j^{x,y,z} = \frac{\dot{V}_j^{x,y,z}}{\dot{V}_{G,ges}^{x,y,z}} \quad (5-14)$$

$$\dot{n}_j^{x,y,z} = \dot{m}_i^{x,y,z} \cdot \frac{1}{M_i} = \dot{m}_{S,ges}^{x,y,z} \cdot \omega_i^{x,y,z} \cdot \frac{1}{M_i} \quad \text{mit } \omega_i^{x,y,z} = \frac{\dot{m}_i^{x,y,z}}{\dot{m}_{S,ges}^{x,y,z}} \quad (5-15)$$

5.4.3.3 Ableitung der Verweilzeit

Der wichtigste Parameter des Reaktormodells ist die Verweilzeit τ , jeweils in Ausprägung für das durchströmende Gas und den Feststoff. Die Gasverweilzeit τ_G berechnet sich nach Gleichung 5-10 über den Eintrittsvolumenstrom und das frei durchströmbare Zellvolumen.

Für die Feststoffverweilzeit wird an dieser Stelle ein eigener Ansatz formuliert, um die verschiedenen Einflussfaktoren auf das Verweilzeitverhalten zu berücksichtigen [WOLF03]. Es wird an dieser Stelle postuliert, dass die Verweilzeit vorrangig von der Geometrie, dem gewählten Rostsystem und den Systemeinstellungen zu Hub und Frequenz (bzw. Drehzahl) abhängt. Im Prinzip wird dieses Vorgehen durch die Untersuchungen und Ergebnisse nach SCHOLZ et al. gestützt [SCHO01]. WIESE et al. führen weiterhin aus, dass zwar die mittlere Verweilzeit auch vom Massenstrom abhängt, dieses Phänomen aber für steigende Massenströme stark abnimmt und zurückgedrängt wird [WIES99].

Die Verweilzeit für den Feststoff auf dem Rost berechnet sich nach den obigen Überlegungen grundsätzlich zu:

$$\tau_s = l_{\text{Rost,eff}} / u_{\text{Rost}} \quad (5-16)$$

Im direkten Zusammenhang mit dem Verweilzeit- und Vermischungsverhalten der Rostsysteme stehen damit die Rostgeschwindigkeit u_{Rost} , die effektive Rostlänge $l_{\text{Rost,eff}}$ und zusätzlich die Quervermischung s .

Die Rostgeschwindigkeit u_{Rost} lässt sich prinzipiell aus Hubfrequenz und Hublänge der Roststäbe bzw. aus der Drehzahl der Walzen bestimmen:

$$u_{\text{Rost}} = \text{Hublänge} \cdot \text{Hubfrequenz} \quad (\text{Vorschub-/Rückschubrost}) \quad (5-17)$$

oder

$$u_{\text{Rost}} = 2\pi \cdot \text{Radius} \cdot \text{Drehzahl} \quad (\text{Walzenrost}) \quad (5-18)$$

Vorschubrost

Um die effektive Rostlänge $l_{\text{Rost,eff}}$ zu bestimmen, ist der Weg des Abfalls zu verfolgen, welcher durch angreifende äußere Kräfte durchlaufen wird. Die geometrische Analyse der Anordnung beim Vorschubrost zeigt die Abbildung 5-7:

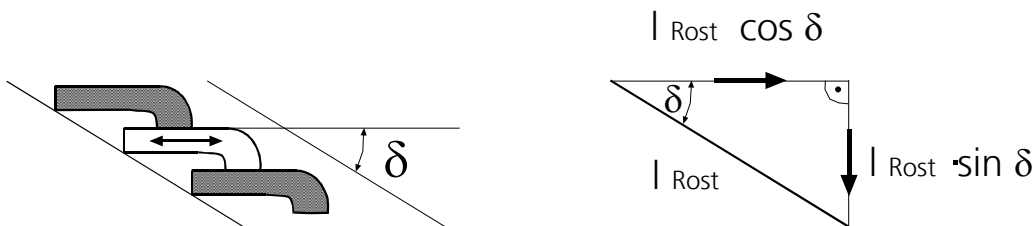


Abbildung 5-7: Analyse des Vorschubrosts

Der Abfall durchläuft modellhaft horizontale und vertikale Wegabschnitte, die von der Stab- oder Rostneigung δ abhängen. Diese Komponenten zusammengefasst ergeben somit folgende effektive Weglänge im Falle eines Vorschubrosts:

$$l_{\text{Rost,eff}} = l_{\text{Rost}} (\cos \delta + \sin \delta) \quad (5-19)$$

Das Maß für die Quervermischung s^{VSR} ergibt sich damit modellgemäß (Abbildung 5-6 und 5-7) zu

$$s^{\text{VSR}} = \sin \delta, \quad (5-20)$$

wobei angenommen wird, dass nur der vertikale Wegabschnitt zu einer Vermischung führt.

Beim einem typischen Vorschubrost mit einer Rostneigung von 10° ergibt sich damit eine Quervermischung von $s^{\text{VSR}}=17,4\%$ und eine Wegverlängerung bezogen auf die Rostlänge von $15,8\%$.

Rückschubrost

Die grafische Analyse des Rückschubrosts zeigt Abbildung 5-8:

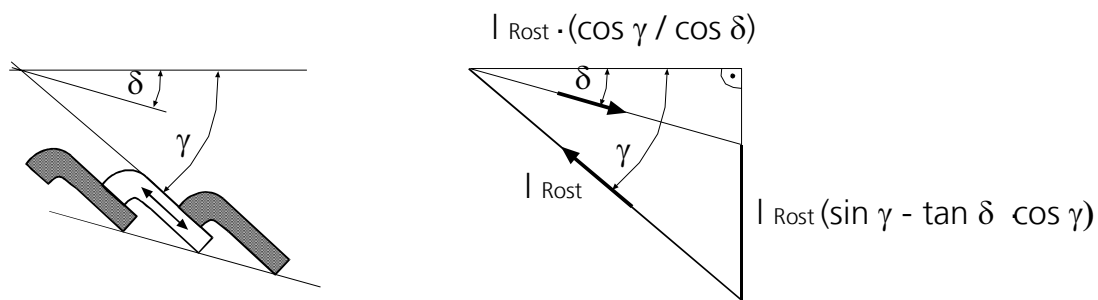


Abbildung 5-8: Analyse des Rückschubrosts

Offensichtlich sind zwei Neigungen (Rostneigung δ und Roststabneigung γ) in die Berechnung einzubeziehen. Der Abfall durchläuft im Prinzip zwei Wegabschnitte aufgrund der angreifenden Kräfte durch den Rückschubhub und die Hangabtriebskraft. Somit bestimmt sich die effektive Rostlänge hier zu:

$$l_{\text{Rost,eff}} = l_{\text{Rost}} (1 + (\cos \gamma / \cos \delta)) \quad (5-21)$$

Die Quervermischung s^{RSR} ergibt sich wiederum als Mischungsanteil in vertikaler Richtung:

$$s^{\text{RSR}} = \sin \gamma - (\tan \delta \cdot \cos \gamma) \quad (5-22)$$

Bei einem typischen Rückschubrost mit einer Rostneigung von ungefähr 40° und einer Roststabneigung von ungefähr 25° ergeben sich damit eine Quervermischung von $s^{\text{RSR}}=31,6\%$ und eine Wegverlängerung von $82,1\%$.

Walzenrost

Beim Walzenrost ergibt sich aufgrund der Bewegungsprinzipien eine abweichende Betrachtungsweise (Abbildung 5-9):

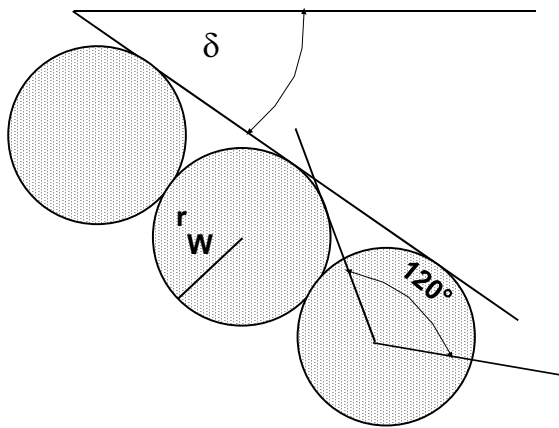


Abbildung 5-9: Analyse des Walzenrosts

Der effektive Transportwinkel von 120° bestimmt die tatsächliche Weglänge des Abfalls auf dem Rost. Somit ergibt sich unter Einbeziehung der Anzahl der Walzen n_{WR} und des Radius der Walzen r_{WR} folgende Gleichung:

$$l_{Rost,eff} = 2\pi \cdot n_{WR} \cdot r_{WR} \cdot 120/360 \quad (5-23)$$

Gemäß der Analyse ist der Walzenrost ein schlechter »Vermischer«, so dass er hier modellgemäß den Quervermischungsfaktor $s^{WR} = 0$ erhält.

Ein typischer Walzenrost verfügt somit modellgemäß über eine Wegverlängerung von 4,7% bei einer Quervermischungsrate von $s^{WR} = 0$.

Durch die beschriebene Modellierung ergeben sich folgende Einschränkungen und Idealisierungen:

- Es wird ausschließlich ein stationärer Zustand betrachtet.
- Die Zellen sind für Gas und Feststoff ideal durchmischt.
- Das Reaktionsgas durchströmt das Brennbett ausschließlich normal (im rechten Winkel) zur Rostoberfläche.
- Der Feststoff wird in horizontaler Richtung transportiert, wobei aber eine Dispersion aufgrund von Einflüssen durch das gewählte Rostsystem zugelassen wird.
- Der Hohlraumfaktor ϵ wird als zeitlich und örtlich konstant gesetzt.

5.4.4 Brennstoff-/Partikelmodellierung

Das Brennstoffmodell bildet die im Abfall auftretenden Substanzen in einer abstrahierten Form ab. Dabei werden Grundlagen zur Ermittlung der jeweiligen chemischen und physikalischen Eigenschaften definiert. Das Partikelmodell beschreibt die Partikeleigenschaften und damit auch die Schüttungseigenschaften, die sich durch Transport und Reaktionsfortschritt ändern.

5.4.4.1 Brennstoffmodell

Der Brennstoff Abfall besteht aus Sicht der Verbrennungseigenschaften im wesentlichen aus Aschebestandteilen, flüchtigen Bestandteilen wie Wasser und Entgasungsprodukten sowie

fixem Kohlenstoff (Koks), wie bereits in Abschnitt 3.1 erläutert. Daher wird der Brennstoff Abfall im weiteren Verlauf in diese Substanzen reduziert, die einzeln bilanziert werden können:

- Asche,
- Wasserballast,
- fixer Kohlenstoff (Koks) und
- Flüchtige.

Aus der Elementaranalyse lassen sich die Anteile für Asche und Wasser direkt ermitteln. Der Anteil von fixem Kohlenstoff (d.h. nicht flüchtigem C) am Gesamt-C-Gehalt des Abfalls wird über einen Faktor festgelegt. Einschlägige Untersuchungen zum Thema Abfall sagen aus, dass der Anteil an Flüchtigen ca. 60% am Brennbaren ausmacht [THOM94]. Der restliche Kohlenstoff wird somit dem fixen Kohlenstoff (Koks) zugeschlagen.

Die Zusammensetzung der Flüchtigen wird in Ermangelung einer geeigneten Modellvorstellung über eine Bruttoformel abgebildet und stellt in diesem Sinne ein »artifizielles« Pyrolysegas dar. Es nimmt die weiteren im Abfall vorkommenden Substanzen auf. Dazu zählen Wasserstoff und Sauerstoff und ggf. Stickstoff, Schwefel und Chlor. Diese Vorgehensweise erfolgt analog der Überlegungen von BUEKENS sowie ROVAGLIO et al., die für überschlägige Zwecke eine Bruttoformulierung nutzen [MÜLL86, ROVA94]. Beide Autoren begründen ihre Vorgehensweise damit, dass die Reaktionen des Abfalls bei hohen Temperaturen sehr schnell sind und dass der Schwerpunkt daher auf der rechten Seite der Reaktionsgleichung liegt. Die im Abfall modellgemäß vorliegenden Flüchtigen nehmen prinzipiell die folgende Bruttoformel an:



Die Stöchiometriefaktoren m, n, o, p, q und r lassen sich aus der Elementaranalyse ableiten. Eine ähnliche Vorgehensweise wählen RICCIUS und CHAPMAN für ihren Brennstoff in einer CFD-Modellierung (vgl. Kapitel 4).

Für die im weiteren Verlauf zu benutzenden physikalischen und chemischen Eigenschaften der hier vorgestellten Flüchtigen werden näherungsweise die Stoffwerte von Methan übernommen, welches der am häufigst auftretende Kohlenwasserstoff bei der Entgasung/Pyrolyse von Abfall ist [THOM94].

5.4.4.2 Theorie der Partikelmodelle

Das tatsächliche Verbrennungsregime von festen Brennstoffen (heterogene Reaktionen) wird durch die Modellvorstellungen »shrinking core model« und »unreacted core model« abgebildet, die die klassischen Grenzfälle der Beschreibungsmöglichkeiten darstellen [LEVE62, FITZ89, SOTI84]. Auch für Abfälle werden diese Modelle als akzeptabel erachtet [PETE94].

Abbildung 5-10 zeigt die beiden Modelle in einer Gegenüberstellung. Das »shrinking core model« bzw. »Kern-Schale-Modell« beruht auf der Annahme, dass durch die heterogene Reaktion der Brennstoffkern abreagiert, während sich die Partikelgröße durch den Aufbau einer Ascheschicht nicht ändert. Daher muss die Betrachtung der chemischen Reaktion und des Stoffübergangs durch die Grenzschicht um eine Betrachtung der Diffusion der gasförmigen Komponenten durch die Ascheschicht erweitert werden. Diese Porendiffusion hängt von der Porengröße der entstehenden Kanäle und den spezifischen Diffusionskoeffizienten der Edukte und Produkte ab.

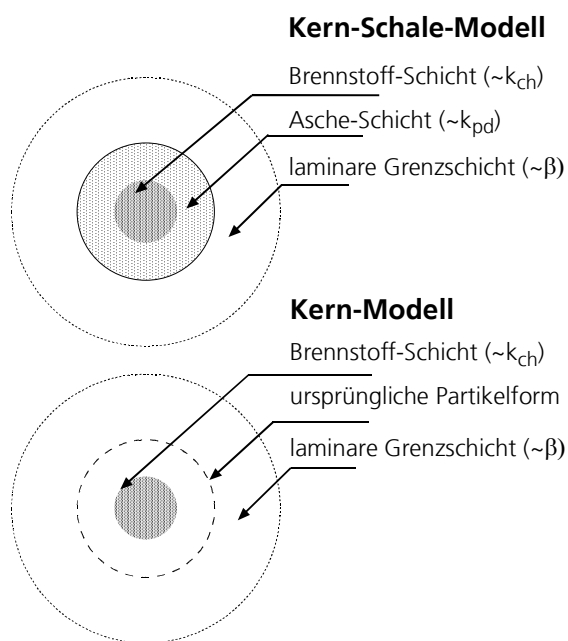


Abbildung 5-10: Grenzmodelle für die Abbildung von Verbrennungsreaktionen [LEVE62, FITZ89]

Beim »unreacted core model« bzw. »Kern-Modell« wird davon ausgegangen, dass der Brennstoffdurchmesser schwindet, wobei sich aber keine Ascheschicht aufbaut. Dadurch wird das Partikel gegen Ende der Reaktion verschwinden. Diese Modellvorstellung wird daher auch als »schwindendes Teilchen« bezeichnet. Bei Verbrennungsreaktionen tritt es als häufigste Beschreibung des Verbrennungsverhaltens eines Partikels auf, wobei die Reaktionszeit direkt proportional zum Partikeldurchmesser ist [REIM92].

Beide Modelle basieren auf einem Partikel in Kugelform. Nun verfügt Abfall über eine nicht exakt beschreibbare Form, die zudem auch noch stochastisch verteilt ist. Eine Anpassung der Kugelform an andere Formen ist daher vorzunehmen. Diese Anpassung betrifft vorrangig die Oberfläche eines solchen Partikels.

Anhand von Formfaktoren lassen sich Äquivalenzdurchmesser berechnen, die eine zur Kugelform unterschiedliche Geometrie berücksichtigen. Solche Formfaktoren sind für Kugel, Kreiszylinder, Würfel, Prisma, Kreis- und quadratische Platte verfügbar [REIM92, STIE92]. Über diese Formfaktoren kann eine erste gute Näherung an die tatsächlichen Verhältnisse erreicht werden.

Der so genannte Formfaktor ϕ stellt die Abweichung der Abfallpartikelform von der Form einer idealen Kugel dar ($\phi = 1$ für Kugel, $\phi \geq 1$ für abweichende Formen). Zur Abschätzung dieses Faktors sind in Tabelle 5-3 einige Formfaktoren eines rotationssymmetrischen Ellipsoids in Abhängigkeit vom Durchmesser-Höhe-Verhältnis aufgeführt.

Tabelle 5-3: Formfaktoren ϕ für Rotationsellipsoide mit spez. Höhe-Durchmesser-Verhältnis [STIE92]

Parameter	Wert				
Höhe / Durchmesser	1	2	4	10	20
Formfaktor ϕ	1	1,1	1,5	1,8	2,1

5.4.4.3 Umsetzung

Für Abfälle gilt es nun, eine Beschreibung des tatsächlichen Verhaltens im Bereich zwischen diesen beiden Modellen zu finden. Es gibt Bestandteile im Abfall, die sowohl ohne Aschebildung (beispielsweise Kunststoffe) als auch weitgehend unter Aschebildung (beispielsweise Papier, Holz) verbrennen. Es wird daher ein modifiziertes Mischmodell im weiteren Verlauf genutzt, welches aus einer porösen Brennstoffschale (zeitabhängiger Durchmesser $r_p(t)$) um einen Aschekern (Durchmesser r_A) besteht (Abbildung 5-11):

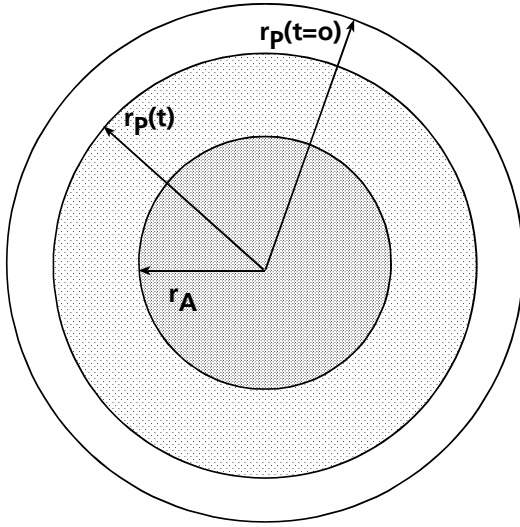


Abbildung 5-11: Abgeleitetes Partikelmodell

In der porösen Brennstoffschale mit der Ausdehnung $r_p(t) - r_A$ befinden sich die Flüchtigen, während das Wasser als Oberflächenwasser berücksichtigt wird.

Da die meisten kinetischen Daten sich auf den Außendurchmesser von Partikeln beziehen, wird im Folgenden eine Vorgehensweise zur Bestimmung des Außendurchmessers der Abfallpartikel vorgestellt.

Für Trocknung und Pyrolyse entspricht der lokale Partikelradius $r_p^{x,y,z}$ modellgemäß dem Ausgangsdurchmesser eines Partikels:

$$r_p^{x,y,z} = r_p(t=0) \quad (5-24)$$

Die Berechnung des lokalen Partikeldurchmessers $d_p^{x,y,z} = 2r_p^{x,y,z}$ in Abhängigkeit des Reaktionsfortschritts für die Vergasungsreaktionen erfolgt folgendermaßen, wobei insbesondere der lokale Gehalt an fixem Kohlenstoff ($m_{C,fix}^{x,y,z}$) zu berücksichtigen ist:

$$d_p^{x,y,z} = \sqrt[3]{V_{c,fix} + V_A} = \sqrt[3]{V_{c,fix} + \frac{\pi}{6} d_A^3} = \sqrt[3]{\left(\frac{1}{\kappa_p^{x,y,z}} \frac{m_{C,fix}^{x,y,z}}{\rho_{c,fix}(1 - \varepsilon_{c,fix})} + \frac{\pi}{6} d_A^3 \right)} \quad (5-25)$$

$$\text{wobei gilt: } d_A = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} \cdot \frac{\dot{m}_A}{\dot{\kappa}_p \cdot \rho_A}} = \text{const.} \quad (5-26)$$

Der Gehalt an fixem Kohlenstoff je Berechnungszelle (Hold-up) $m_{C,fix}^{x,y,z}$ berechnet sich über den jeweiligen eintretenden Molen- bzw. Massenstrom und die zonale Feststoffverweilzeit $\tau_s^{x,y,z}$ (vgl. Abschnitt 5.4.3.3):

$$m_{C,fix}^{x,y,z} = (\dot{n}_C^{x-1,y,z} \cdot (1 - 2s) + \dot{n}_C^{x,y+1,z} \cdot s + \dot{n}_C^{x,y-1,z} \cdot s) \cdot M_C \cdot \tau_s^{x,y,z} \quad (5-27)$$

Der ebenfalls für die Berechnung notwendige Partikelstrom $\dot{\kappa}_p$ berechnet sich dabei über die Nutzerangaben des Startpartikeldurchmessers $d_p(t=0)$ und des vorgegebenen Massen- bzw. Volumenstroms:

$$\dot{\kappa}_p = \frac{\dot{V}_{Abfall}}{V_{p,0}} = \frac{\dot{m}_{Abfall}}{\rho_{Abfall} \cdot V_{p,0}} \quad (5-28)$$

$$\text{wobei gilt: } V_{p,0} = \frac{\pi}{6} \cdot d_p^3(t=0) \quad (5-29)$$

Die zonale Partikelanzahl $\kappa_p^{x,y,z}$ ergibt sich aus dem Gehalt an Asche in der Berechnungszelle:

$$\kappa_p^{x,y,z} = \frac{6}{\pi} \frac{V_A^{x,y,z}}{d_A^3} = \frac{6}{\pi} \frac{(\dot{n}_A^{x-1,y,z} \cdot (1 - 2s) + \dot{n}_A^{x,y+1,z} \cdot s + \dot{n}_A^{x,y-1,z} \cdot s) \cdot M_A \cdot \tau_s^{x,y,z}}{\rho_A \cdot d_A^3} \quad (5-30)$$

wobei gilt: $\dot{m}_A^{x,y,z} = \dot{n}_A^{x,y,z} \cdot M_A$ (5-31)

Abschließend lässt sich die reaktive Oberfläche als zonale spezifische Partikeloberfläche $A_p^{x,y,z}$ bestimmen:

$$A_p^{x,y,z} = \pi \cdot (d_p^{x,y,z})^2 \cdot \kappa_p^{x,y,z} \cdot \varphi \cdot \frac{1}{V^{x,y,z} \cdot (1 - \varepsilon)} \quad (5-32)$$

Eine Überprüfung der Datenverfügbarkeit der im weiteren Verlauf der Modellierung notwendigen Parameter (Porendiffusionswiderstand k_{pd} , Stoffübergangswiderstand β , Diffusionskoeffizienten D) ergibt, dass die Parameter für den Stoffübergang in durchströmten reagierenden Haufwerken empirisch bestimmt oder aus anderen Bereichen übertragen werden können. Dazu existieren eine Reihe von Zusammenhängen, die im Einzelnen auf ihre Anwendbarkeit überprüft werden müssen [RAUP91, PETE94]. Vereinzelt existieren auch bereits Laboruntersuchungen zu diesen Parametern. Weitere Zusammenhänge werden im Abschnitt 5.4.6 erläutert.

5.4.5 Wärmetransportmodellierung

Das Wärmetransportmodell bildet den Energiehaushalt der ablaufenden Vorgänge und Reaktionen bezogen auf die Berechnungszellen ab. Dazu zählen insbesondere der Austausch von Wärme mit der Umgebung über Leitung, Konvektion und Strahlung sowie die Reaktionswärme.

5.4.5.1 Umsetzung

Auf der Basis der vorliegenden Systemanalyse sind folgende Phänomene zu realisieren:

- Feststoffseitig werden Strahlung, Leitung und Konvektion zugelassen. Die Strahlungskomponente wird dabei in einem entsprechenden Modell der effektiven Wärmeleitfähigkeit zugeschlagen.
- Gasseitig werden Konvektion und Strahlung berücksichtigt. Nach DIETZ und BRANDT ist die Wärmeleitung aufgrund der niedrigen Wärmeleitfähigkeiten der Gase dagegen gegenüber der Konvektion vernachlässigbar [DIET91, BRAN97].
- Die spezifische gespeicherte Energie verteilt sich auf Gas- und Feststoffphase, wobei eine heterogene Betrachtung ($T_s \neq T_G$) realisiert wird.

Abbildung 5-12 zeigt exemplarisch die auftretenden und zu berücksichtigenden Wärmeflüsse in den zu bilanzierenden Zellen:

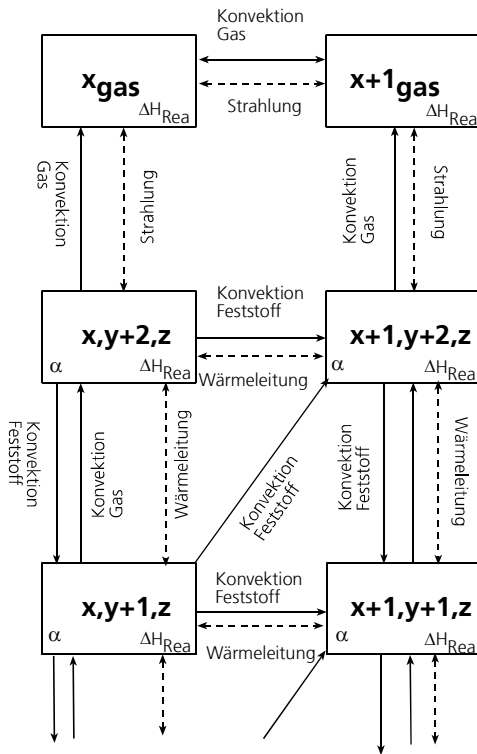


Abbildung 5-12: Verknüpfung der Berechnungszellen

Grundsätzlich hat eine Energiebilanz für den stationären kontinuierlichen idealen Rührkessel die folgende Form (beispielhaft erfolgt die Darstellung hier ausschließlich für die Feststoffphase):

$$\frac{\partial(\rho c_p T)}{\partial t} = 0 = -\text{div}(\rho \cdot c_p \cdot T \cdot \vec{u}) + \text{div}(\lambda_{\text{eff}} \cdot \text{grad } T) + \sum_j r_j \cdot (-q_{R,j}) + \dot{q}_{\text{Quelle / Senke}} \quad (5-33)$$

Ebenso wie bei den bereits vorgestellten Reaktoren müssen die mit der Umgebung ausgetauschten Energieströme $\dot{q}_{\text{Quelle / Senke}}$ in die Bilanz einbezogen werden. Hierunter werden die Wärmeaustauschflüsse durch Wände bzw. über Phasengrenzen sowie der Strahlungswärmefluss gefasst. Werte und Bestimmungsgleichungen für die hier benutzten Parameter werden in Abschnitt 6.1.3 angeführt:

$$\dot{q}_W = \alpha_W \cdot A_W \cdot (T_W - T_P) \quad (5-34)$$

für den Wärmeaustausch über eine Wand (Wandtemperatur T_W),

$$\dot{q}_{\text{Str}} = A_{\text{Str}} \cdot \sigma \cdot \varepsilon_{\text{Str, Abfall}} \cdot (T_G^4 - T_P^4) \quad (5-35)$$

für den Strahlungsaustausch zwischen Brennbett (Temperatur T_P) und Gasraum (Temperatur T_G) und

$$\dot{q}_{\text{Üb}} = \alpha_{\text{Üb}} \cdot A_P \cdot (T_G - T_P) \quad (5-36)$$

für den Wärmeaustausch zwischen Gas- und Feststoff.

Der durch Konvektion zu- bzw. abgeführte Energiestrom ist gegeben durch:

$$-\int_{V_R} \text{div}(\rho \cdot c_p \cdot T \cdot \vec{u}) dV_R = c_{p,\text{ein}} \cdot T_{p,\text{ein}} \cdot \dot{m}_{p,\text{ein}} - c_{p,\text{aus}} \cdot T_{p,\text{aus}} \cdot \dot{m}_{p,\text{aus}} \quad (5-37)$$

Die spezifische Reaktionsenthalpie $q_{Rea,j}$ für eine Reaktion j bestimmt sich aus der jeweiligen angesetzten Reaktion. Für die Feststoffphase lässt sich die folgende Energiebilanz des idealen kontinuierlichen Rührkessels (im Spezialfall $V_R = \text{konstant}$) ableiten:

$$\frac{d(\rho c_p T)}{dt} = 0 = \dot{q}_{K,ein} - \dot{q}_{K,aus} + \frac{1}{V_R} \cdot \lambda_{eff} \cdot S \cdot (T_p - T) + \sum_j \dot{r}_j \cdot (-q_{R,j}) + \dot{q}_{Quelle / Senke} \quad (5-38)$$

Im vorliegenden Modell werden folgende Wärmeströme für eine Bilanzzelle x,y,z berücksichtigt (Abbildung 5-13), wobei die Leitungsterme $\dot{q}_l^{x,y,z-1}$ und $\dot{q}_l^{x,y,z+1}$ aus der Bildebene heraus- bzw. in die Bildebene hineinragen:

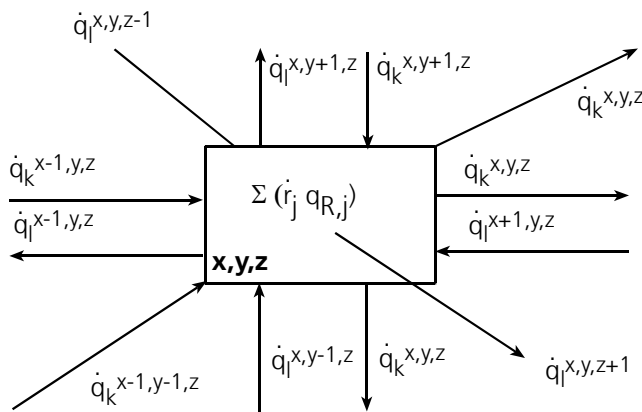


Abbildung 5-13: Zugelassene Wärmeströme für eine Bilanzzelle x,y,z

Ein Wärmeleitungsterm $\dot{q}_l^{x,y,z-(x-1,y,z)}$, der den Wärmefluss durch Leitung zwischen den angrenzenden Zellen x,y,z und $x-1,y,z$ beschreibt, bestimmt sich beispielhaft folgendermaßen:

$$\dot{q}_l^{x,y,z-(x-1,y,z)} = \frac{1}{V^{x,y,z}} \cdot \lambda_{eff} \cdot S^{xyz-(x-1,y,z)} \cdot (T^{x,y,z} - T^{x-1,y,z}) \quad (5-39)$$

Die konvektiven Wärmeströme $\dot{q}_k^{x,y,z}$ sowohl für die Gas- als auch für die Feststoffströme bestimmen sich über (mit T_0 als Referenztemperatur):

$$\dot{q}_k^{x,y,z} = \frac{1}{V^{x,y,z}} \cdot \dot{m}^{x,y,z} \cdot c_p \cdot (T^{x,y,z} - T_0) \quad (5-40)$$

Der Phasenübergangswärmestrom zwischen der Gas- und der Feststoffphase in einer Berechnungszelle, der in Abbildung 5-13 der Übersichtlichkeit wegen nicht eingetragen ist, bestimmt sich zu:

$$\dot{q}_{Üb}^{x,y,z} = \frac{1}{V^{x,y,z}} \cdot \alpha^{x,y,z} \cdot A^{x,y,z} \cdot (T_G^{x,y,z} - T_P^{x,y,z}) \quad (5-41)$$

Wenn sich die Zellen in Randbereichen befinden (an der Begrenzungswand des Feuerraums, direkt über Rost oder in der obersten Schicht zum Feuerraum) werden die hier vorgestellten Terme teilweise durch die entsprechenden Austauschtermen \dot{q}_{str} und \dot{q}_w ersetzt (Gleichungen 5-34 und 5-35).

5.4.6 Reaktionsmodellierung

Im Reaktionsmodell sind die ablaufenden Reaktionen festgelegt und es wird determiniert, nach welchen Prinzipien die Umsätze an Brennstoff erfolgen. Dabei werden die auftretenden Reaktionen durch jeweils adäquate kinetische oder ähnliche Ansätze beschrieben. Die Modellierung von Trocknung und Pyrolyse erfolgt in direktem Zusammenhang mit den Abfalleigenschaften. Die Beschreibung der Vergasung erfolgt unter Ausnutzung der Äquivalenz von entgastem Abfall zu Braunkohlenkoks [THOM94, REIM92]. Die Gasphasenreaktionen lassen sich durch entsprechende Kinetiken aus der Verbrennungsforschung modellieren.

Neben einer Betrachtung der chemischen Kinetik sind auch andere, durch den Stofftransport induzierte, geschwindigkeitsbestimmende Komponenten für die Berechnung der Reaktionsgeschwindigkeit wichtig. Dazu zählen der Stoffübergangskoeffizient β und der Porendiffusionskoeffizient k_{pd} [LEVE62, FITZ89, RAUP91]. Die chemische Reaktivität gerät bei hohen Temperaturen gegenüber den physikalischen Vorgängen (innere Diffusion) deutlich in den Hintergrund, während beispielsweise die Partikelmorphologie an Bedeutung gewinnt [GUMZ62, MEYE97, BEUK95].

5.4.6.1 Theorie des Stofftransports durch Stoffübergang und Diffusion

Der durch Diffusion hervorgerufene Stoffstrom einer Spezies i im stationären Zustand in ein Volumenelement V ist proportional zum vorliegenden Konzentrationsgradienten der Spezies i und kann mit dem 1. FICK'schen Gesetz, hier beispielhaft in x -Richtung in kartesischen Koordinaten, beschrieben werden [BRAU71]:

$$\dot{n}_{i,x} = -D_i \cdot \frac{dc_i}{dx} \cdot (A_{PG} \cdot V) \quad (5-42)$$

Ein Stoffübergang erfolgt durch Übergang einer Spezies durch eine Phasengrenzfläche PG , die sich zwischen zwei physikalischen Phasen, beispielsweise zwischen einem Fluid und einem Feststoff, ausbildet.

Für den Stoffübergang durch eine Phasengrenze existieren zahlreiche Theorien, von denen üblicherweise die Zweifilmtheorie zur mathematischen Beschreibung herangezogen wird [DEER01]. Danach ist der molekulare Stoffstrom einer Spezies i durch zwei Grenzschichten, die sich an der Phasengrenze PG zwischen einem Gas G und einer Flüssigkeit L befinden, bei gaseitiger Betrachtung proportional zur Konzentrationsdifferenz der Spezies i an der Phasengrenze $c_{i,G}^{PG}$ und im stagnierenden Fluid G außerhalb der Grenzschicht $c_{i,G}^{\infty}$:

$$\dot{n}_{i,G} = (A_{PG} \cdot V) \cdot \beta_G \cdot (c_{i,G}^{PG} - c_{i,G}^{\infty}) \quad (5-43)$$

Bei heterogenen Gas-Feststoffreaktionen lassen sich drei charakteristische Temperaturbereiche unterscheiden, die die jeweils vorherrschenden Regime determinieren [BECK95]:

Im Bereich niedriger Temperaturen ist die Geschwindigkeit der physikalischen Transportvorgänge wesentlich größer als die Geschwindigkeit der chemischen Reaktion. Das bedeutet, dass die globale Umsatzgeschwindigkeit in diesem Bereich von der chemischen Reaktionsgeschwindigkeit dominiert wird und hier der Einfluss der Diffusion in den Hintergrund tritt.

Im Bereich mittlerer Temperaturen steigt die chemische Reaktionsgeschwindigkeit, so dass die Reaktionsgase schneller umgesetzt werden und ein Konzentrationsgefälle vom Partikel-

äußeren zum -inneren hin entsteht. Somit wird die Porendiffusion zum geschwindigkeitsbestimmenden Schritt.

Im Bereich höherer Temperaturen, bei denen die Reaktionen wesentlich schneller erfolgen als der molekulare Transport der Gase durch die Grenzschicht, gewinnt der Diffusionswiderstand in der laminaren Grenzschicht an Bedeutung. Die Umsatzgeschwindigkeit ist nun dominiert von dem Konzentrationsgradienten zwischen Oberfläche und Umgebung.

Diese drei Temperaturbereiche und die resultierenden Kontrollregime für den Feststoffumsatz sind in Abbildung 5-14 dargestellt.

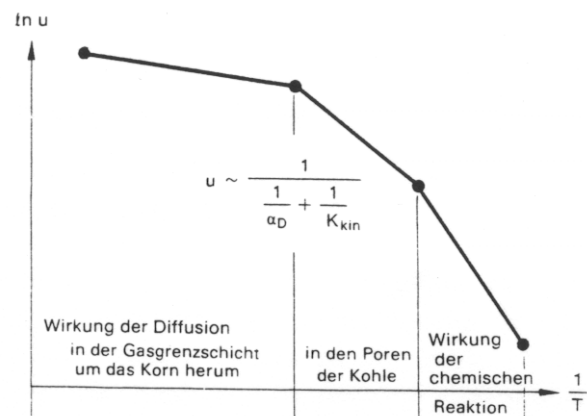


Abbildung 5-14: Temperaturabhängigkeit der Reaktionsgeschwindigkeit bei der Kohleverbrennung [ZELK86]

Von den hier unterschiedenen Diffusionsmechanismen ist die Porendiffusion der bedeutendste. Charakteristische Größe für die Porendiffusion ist der Porennutzungsgrad, der charakterisiert, wie sich die Porengröße auf die lokale Speziesverfügbarkeit auswirkt [RAUP91]:

$$\eta_{\text{Pore}} = \frac{6}{d_p \cdot \chi_{\text{Pore}}} \cdot \sqrt{\frac{D \cdot r_{\text{Pore}}}{2 \cdot k_{\text{ch}}}} \quad (5-44)$$

Der Labyrinth- oder Tortuositätsfaktor χ_{Pore} berücksichtigt die Veränderungen der Poren durch Erweiterung, Verengung oder Verzweigung. Angaben für den Labyrinthfaktor χ_{Pore} und für den Porenradius r_{Pore} schwanken je nach Material stark. Der Einfluss der Porendiffusion auf die Umsatzgeschwindigkeit kann analog zur chemischen Reaktionsgeschwindigkeit durch einen Geschwindigkeitskoeffizienten k_{pd} beschrieben werden, der sich aus dem Porennutzungsgrad und dem chemischen Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten errechnet [RAUP91]:

$$k_{\text{pd}} = \frac{\eta_{\text{Pore}}}{1 - \eta_{\text{Pore}}} \cdot k_{\text{ch}} \quad (5-45)$$

In Analogie zur Serienschaltung von Transportwiderständen ist somit auch ein Gesamtwiderstand für die Reaktionsrate zu definieren:

$$\frac{1}{k_{\text{ges}}} = \frac{1}{k_{\text{ch}}} + \frac{1}{k_{\text{pd}}} + \frac{1}{\beta} \quad (5-46)$$

Weitere Diffusionsvorgänge und deren Einfluss auf den Reaktionsverlauf werden ausführlichst in der Literatur diskutiert [SPEC95, SPEC93, TU34, PETE65] und sollen an dieser Stelle nicht weiter erläutert werden.

Inwiefern die oben beschriebenen Parameter auch verfügbar sind, wird in Kapitel 6 vorgestellt.

5.4.6.2 Theorie der chemischen Reaktionskinetik

Für die Beschreibung der Reaktionskinetik werden je nach Anwendungsfall unterschiedliche Ansätze genutzt. Dabei kann generell zwischen Makro- und Mikrokinetik unterschieden werden. Eine Mikrokinetik beschreibt dabei auftretende Einzelvorgänge (beispielsweise Ad- und Desorption), während eine Makro- oder Bruttokinetik für eine Darstellung der effektiven Vorgänge hinzugezogen wird. Für die hier auftretenden heterogenen Reaktionen werden üblicherweise zwei Ansätze genutzt [RAUP91]: LANGMUIR-HINSHELWOOD-Ansatz und Potenzansatz.

Beim LANGMUIR-HINSHELWOOD-Ansatz wird die Reaktion in drei Teilschritte unterteilt:

- Adsorption,
- Chemische Reaktion,
- Desorption.

Bei der Modellierung wird die Annahme getroffen, dass ein Schritt geschwindigkeitsbestimmend ist, während die anderen im Gleichgewicht stehen. Wird nun die Oberflächenreaktion als geschwindigkeitsbestimmend gesetzt, ergibt sich für eine Gleichgewichtsreaktion der Stoffe A, B und C



unter Berücksichtigung der jeweiligen Partialdrücke p_A , p_B und p_C , der Gleichgewichtskonstanten K_p , der Adsorptionsgleichgewichtskonstanten K_A und K_B sowie der Desorptionsgleichgewichtskonstante K_C der folgende Zusammenhang:

$$\dot{r} = \frac{k \cdot (p_A \cdot p_B - p_C K_p^{-1})}{(1 + K_A \cdot p_A + K_B \cdot p_B + K_C \cdot p_C)^2} \quad (5-48)$$

Der Potenzansatz ist eigentlich nur für homogene Reaktionen (beispielsweise Gas-Gas) von Bedeutung. Aus formalen Gründen ist aber eine Nutzung bei heterogenen Reaktionen ebenfalls möglich [RAUP91]. Bei der einfachen Gleichgewichtsreaktion



lassen sich durch einen Potenzansatz die Reaktionsgeschwindigkeiten (hier beispielhaft für die Hinreaktion) beschreiben:

$$\dot{r}_{Hin} = k_{Hin} \cdot c_A^\alpha \cdot c_B^\beta \quad (5-50)$$

Im Gleichgewicht gilt, dass die Hin- und Rückreaktion gleich schnell sind. Daraus lässt sich die chemische Gleichgewichtskonstante K_{ch} herleiten [HOLL85]:

$$K_{ch} = \frac{k_{Hin}}{k_{Rück}} = \frac{c_C^\chi \cdot c_D^\delta}{c_A^\alpha \cdot c_B^\beta} \quad (5-51)$$

Damit ergibt sich dann die effektive Reaktionsgeschwindigkeit:

$$\dot{r}_{ges} = k_{Hin} \cdot \left[c_A^\alpha \cdot c_B^\beta - \frac{c_C^\chi \cdot c_D^\delta}{K_{ch}} \right] \quad (5-52)$$

Die Geschwindigkeitskonstante k ist im Allgemeinen temperaturabhängig. Diese Abhängigkeit wird zumeist mit einem Ansatz nach ARRHENIUS abgebildet:

$$k(T) = k_0 \cdot e^{\left(\frac{-E_A}{RT}\right)} \quad (5-53)$$

Im weiteren Verlauf wird aus vereinfachenden und formalen Gründen der Potenzansatz genutzt. Die bei Gleichgewichtsreaktionen ebenfalls betrachteten Rückreaktionen werden hier aber nicht weiter berücksichtigt, da einerseits das Gleichgewicht bei den endothermen heterogenen Reaktionen (vgl. Abschnitt 5.4.6.3) bei den in Verbrennungsvorgängen üblicherweise hohen Temperaturen weit auf der Produktseite liegt und andererseits durch konkurrierende homogene Reaktionen die Produkte der heterogenen Reaktionen kontinuierlich verbraucht werden. Die Rückreaktionen leisten daher kaum noch einen Beitrag.

5.4.6.3 Umsetzung

Für die Bilanzierung des Reaktors kommen folgende maßgebliche Spezies und dazugehörige Reaktionen in Betracht. Die Spezies zeichnen sich dadurch aus, dass sie einen nennenswerten Anteil an der Masse von Abfall und einen hohen Anteil am Wärmehaushalt der Reaktion haben.

Feste/flüssige Phase:	Gasphase:
$C_{(s)}$, $H_2O_{(l)}$, Asche $_{(s)}$, Flüchtige $_{(l)}$	CO , CO_2 , Flüchtige ($C_mH_nO_o$), $H_2O_{(g)}$, O_2 , N_2
Zugelassene Reaktionen	Zugelassene Reaktionen
Trocknung $H_2O_{(l)} \mapsto H_2O_{(g)}$	Ausbrand: $CO_{(g)} + \frac{1}{2} O_{2(g)} \mapsto CO_{2(g)}$
Pyrolyse, Entgasung $Fl_{(l)} \mapsto Fl_{(g)}$	$C_mH_nO_{o(g)} + (m + \frac{1}{4}n - \frac{1}{2}o) O_{2(g)} \mapsto mCO_{2(g)} + \frac{1}{2}nH_2O_{(g)}$
Vergasung $C_{(s)} + H_2O_{(g)} \mapsto CO_{(g)} + H_{2(g)}$ (Wassergas-Reaktion)	$H_{2(g)} + \frac{1}{2} O_{2(g)} \mapsto H_2O_{(g)}$
$C_{(s)} + CO_{2(g)} \mapsto 2 CO_{(g)}$ (Boudouard-Reaktion)	
$C_{(s)} + \frac{1}{2} O_{2(g)} \mapsto CO_{(g)}$ (partielle Oxidation)	

Die partielle Oxidation von Kohlenstoff wird der vollständigen Oxidation in der Grenzschicht um das Partikel vorgezogen, da bei hohen Temperaturen die Sauerstoffkonzentration in der Grenzschicht so weit absinkt, dass keine vollständige Oxidation zu erwarten ist.

Insgesamt ergibt sich der folgende Verbrennungsverlauf eines Brennstoffpartikels (Abbildung 5-15):

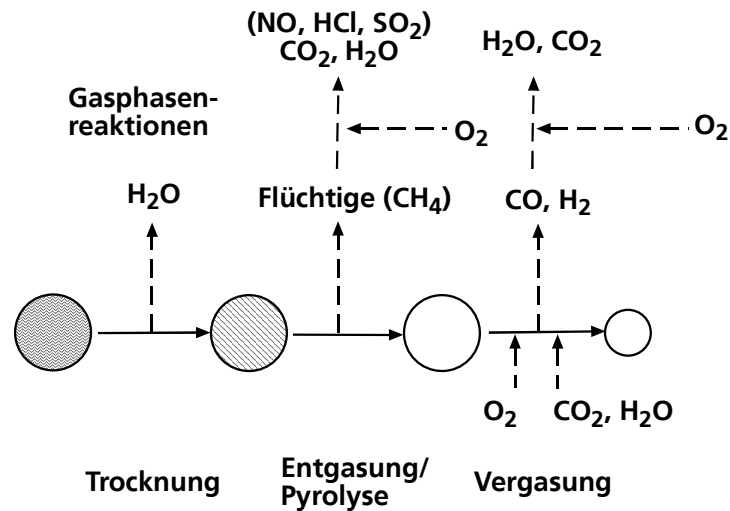


Abbildung 5-15: Teilschritte beim Verbrennungsablauf eines Brennstoffpartikels

Trocknung

Die im Abfall enthaltene Feuchtigkeit (Wassergehalt) kann in

- Haftflüssigkeit,
- Kapillarflüssigkeit,
- Quellflüssigkeit und
- chemisch gebundene Flüssigkeit

unterteilt werden [CHRY95]. Je nach Art sind unterschiedliche Trocknungsregime dominierend, die entscheidend Einfluss auf die Dauer der Trocknung haben können. Ausführliche Beschreibungen dazu sind in der Literatur zu finden (beispielsweise [MERS80]).

Es existieren nach KÄMPER zahlreiche Modelle, die die Trocknung von unterschiedlichen Materialien beschreiben. Diese Ansätze sind aber nicht auf Abfall zu übertragen [KÄMP97]. Daher wird hier eine eigene Modellvorstellung entwickelt.

Die hier angewandte Modellierung der Trocknung von Abfall beruht auf der Annahme, dass der dominierende Widerstand die Diffusion des Wasserdampfes durch die gasseitige Grenzschicht ist. Die treibende Kraft stellt die Differenz des Dampfdruckes $p_{H_2O,\infty}$ in der umgebenden Luft bzw. dem umgebenden Rauchgas und des Dampfdruckes $p_{H_2O,PG}$ an der Phasengrenze PG um das Partikel dar. Die nachfolgende Abbildung 5-16 zeigt exemplarisch den Dampfdruckverlauf durch die Grenzschicht bei unterschiedlichen Temperaturen.

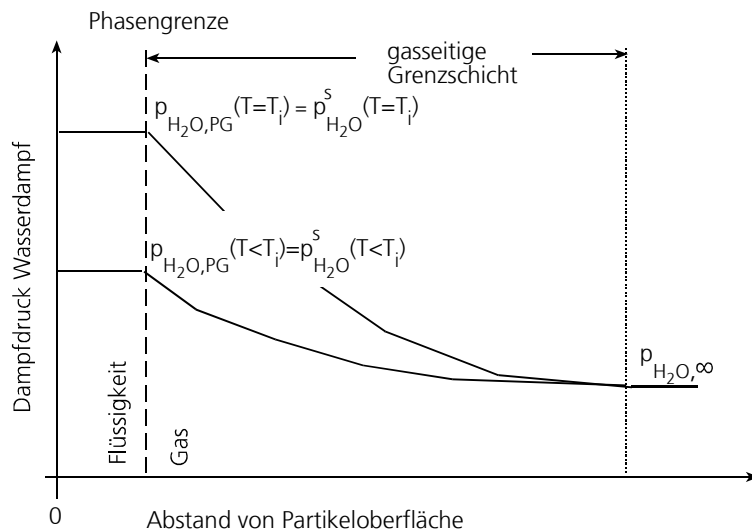


Abbildung 5-16: Dampfdruckverlauf in der Grenzschicht um das Partikel (Zweifilmtheorie)

In der Annahme, dass der Feuchtegehalt des Abfalls sich ausschließlich aus Oberflächenwasser (Haftflüssigkeit) zusammensetzt, wird abgeleitet, dass der Dampfdruck $p_{H_2O,PG}$ an der Phasengrenze nur eine Funktion der Temperatur ist. Zudem ist der Stofftransport durch Verdampfung von der Partikeloberfläche in die Grenzschicht schnell gegenüber dem Stofftransport durch die Grenzschicht, da aufgrund der hohen Wärmezufuhr durch Strahlung aus dem Feuerraum und durch die vorgewärmte Primärluft eine stetige Verdampfung bzw. Verdunstung aufrecht erhalten wird.

Die Verdampfung liefert dabei soviel Wasserdampf, dass der jeweilige, temperaturabhängige Sättigungsdampfdruck $p_{H_2O}^s(T)$ an der Phasengrenze aufrechterhalten wird, bis das Oberflächenwasser verbraucht ist.

Der Partialdruck von Wasser an der Phasengrenze ist daher annahmegemäß jederzeit gleich dem Sättigungsdampfdruck ($p_{H_2O,PG} = p_{H_2O}^s$). Der Sättigungsdampfdruck von Wasser in Luft lässt sich mittels der empirisch hergeleiteten ANTOINE-Gleichung (T in $^{\circ}C$, $p_{H_2O}^s$ in kPa) abschätzen, die im benötigten Temperaturbereich ($40^{\circ}C < T < 100^{\circ}C$) Gültigkeit hat:

$$\log p_{H_2O}^s = 10,1962 - \frac{1730,63}{T - 39,724} \quad (5-54)$$

Der Stoffstrom durch die Grenzschicht um das Partikel in die umgebende bewegte Gasphase lässt sich damit folgendermaßen beschreiben:

$$\dot{r}_{Tr} = - \frac{\beta \cdot M_{H_2O}}{RT} (p_{H_2O}^s(T) - p_{H_2O,\infty}) \cdot A_P \quad (5-55)$$

Pyrolyse, Entgasung:

Aufgrund der komplexen Reaktionsabläufe der Vergasungs- und Entgasungsreaktionen von Abfall ist bis jetzt noch kein adäquates Berechnungsmodell vorhanden [MEYE97]. Es ist üblich, die ablaufenden Vorgänge bei einer Pyrolyse/Entgasung durch bruttokinetische Ansätze zu beschreiben. Der komplizierte Ablauf kann somit in der Regel nur durch stark vereinfachte Schemata dargestellt werden [SCHO01, KÄMP97].

Die Konzentration an austreibbaren Flüchtigen ist im Prinzip eine Funktion der Temperatur, so dass bei steigender Temperatur auch eine steigende maximal entgasbare Menge an Flüchtigen vorhanden ist. In der hier gewählten Modellierung wird auf dieses Phänomen nicht weiter eingegangen. Es wird angenommen, dass eine bestimmte Konzentration (definiert durch die Immediatanalyse) an Flüchtigen (c_{FL}) vollständig austreibbar ist.

Es wird ein kinetischer Ansatz genutzt, der durch Daten gestützt wird, die sich aus der Untersuchung der Pyrolyse von BRAM und Hausmüll ergeben haben. Eine wichtige Besonderheit ergibt sich aus der Unterscheidung zwischen Zellulose (z) und Nicht-Zellulose (nz), die sich erheblich in ihrem Entgasungsablauf unterscheiden:

$$\dot{r}_{Pyr,z} = -k_{0,z} \cdot \exp\left(-\frac{E_{A,z}}{RT}\right) \cdot c_{FL,z} \quad (5-56)$$

$$\dot{r}_{Pyr,nz} = -k_{0,nz} \cdot \exp\left(-\frac{E_{A,nz}}{RT}\right) \cdot c_{FL,nz} \quad (5-57)$$

Kinetische Daten zu diesen Reaktionen sind beispielhaft verfügbar in den Untersuchungen von COZZANI [COZZ95] und GARCIA [GARC95].

Tabelle 5-4: Kinetische Daten zur Pyrolyse und Entgasung von Hausmüll und BRAM

Untersuchter Vorgang	k_0	E_A	Quelle
Pyrolyse BRAM (Zelluloseanteil)	$9,4 \cdot 10^{15} [1/s]$	216,6 [kJ/mol]	[COZZ95]
Pyrolyse BRAM (Hemizellulose)	$1,1 \cdot 10^{14} [1/s]$	174,1 [kJ/mol]	[COZZ95]
Pyrolyse Abfall (Zellulose)	$2,92 \cdot 10^9 [1/s]$	136,1 [kJ/mol]	[GARC95]
Pyrolyse Abfall {Nichtzellulose}	1,13 [1/s]	26,84 [kJ/mol]	[GARC95]

Es existieren darüber hinaus auch zahlreiche Veröffentlichungen zur kinetischen Beschreibung der Pyrolyse von Kunststoffen, Zellulose, Holz (allg. Biomasse) und Kohle. Tabelle 5-5 zeigt einen knappen Überblick über Untersuchungen zu alternativen Brennstoffen:

Tabelle 5-5: Kinetische Daten zur Pyrolyse/Entgasung von alternativen Brennstoffen

Untersuchter Vorgang	k_0	E	Quelle
Pyrolyse (Zellulose)	8,3 [1/s]	132,88 [kJ/mol]	[HAJA82]
Pyrolyse (Holz)	5,33 [1/s]	81,93 [kJ/mol]	[NUNN85]
Pyrolyse (PE)	$1,1 \cdot 10^{15} [1/s]$	248,0 [kJ/mol]	[COZZ95]
Pyrolyse (Kohle)	$6,0 \cdot 10^{10} [1/s]$	110,0 [kJ/mol]	[VOND94]

Wegen der großen, hier aufgezeigten Parameterdifferenzen lassen sich bei dem entwickelten Modell über eine geeignete Komposition (Gewichtung Zelluloseanteil zu Nichtzellulose-Anteil) der Kinetiken spezielle Entgasungseigenschaften durch den Nutzer einstellen und somit an eine Vielzahl unterschiedlicher Brennstoffe anpassen.

Die hier erwähnten Differenzen lassen sich allgemein durch individuelle stoffspezifische Eigenschaften erklären.

Vergasung

Als Vergasungsreaktionen werden die partielle Oxidation, die Boudouard-Reaktion und die Wassergasreaktion herangezogen. Wie bereits in Abschnitt 5.4.6.2 erwähnt, werden die Rückreaktionen vernachlässigt.

$$\dot{r}_{PO} = k_{0,PO} \cdot \exp\left(-\frac{E_{A,PO}}{RT}\right) \cdot C_{O_2}^{0,5} \quad (5-58)$$

für die partielle Oxidation,

$$\dot{r}_{BO} = k_{0,BO} \cdot \exp\left(-\frac{E_{A,BO}}{RT}\right) \cdot C_{CO_2} \quad (5-59)$$

für die Boudouard-Reaktion und

$$\dot{r}_{WG} = k_{0,WG} \cdot \exp\left(-\frac{E_{A,WG}}{RT}\right) \cdot C_{H_2O} \quad (5-60)$$

für die Wassergas-Reaktion.

Die kinetischen Daten zu den Vergasungsreaktionen können den einschlägigen Veröffentlichungen entnommen werden, die sich mit der Kohlechemie beschäftigen haben. Bemerkenswert ist die Angabe der kinetischen Daten durch BÜRKLE et al., die sich direkt auf Koks aus Siedlungsabfällen beziehen [BÜRK99]. Dabei ist zu beachten, dass diese Bruttokinetik einerseits auf den Sauerstoffpartialdruck bezogen ist und andererseits nicht nach Vergasungsregimen differenziert:

Tabelle 5-6: Kinetische Daten zur Vergasung von Kohle (Koks)

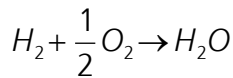
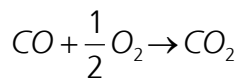
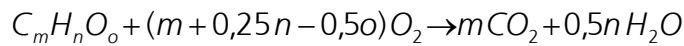
Untersuchter Vorgang	k_0	E_A [kJ/mol]	Quelle
Boudouard-Reaktion	$3,0 \cdot 10^{12}$ [1/s]	300	[RAUP91]
Wassergas-Reaktion	$5,28 \cdot 10^{11}$ [1/s]	280	[RAUP91]
Partielle Oxidation	$1,22 \cdot 10^5$ [(mol/m ³) ^{-0,5} ·1/s]	104	[RAUP91]
Abfallkoksabbrand	$9,125 \cdot 10^4$ [mol/(m ² s Pa)]	224,7	[BÜRK99]

Homogene Gasphasenreaktionen

Die Reaktionen in der Gasphase sind direkt aus der Forschung zur Kraftwerkstechnik (Kohleverbrennung) ableitbar. Wesentliche Unterschiede liegen zwischen konventioneller Kraftwerkstechnik und der thermischen Abfallbehandlung aber in den auftretenden Konzentrationen der einzelnen Spezies.

Als primäre Verbrennungsprodukte, die in einer kinetischen Betrachtung berücksichtigt werden, sind Kohlenmonoxid CO, Flüchtige (gerechnet mit den Stoffeigenschaften von Methan, vgl. Abschnitt 5.4.6) und Wasserstoff H₂ zu nennen. Diese Edukte entstehen sowohl während der Pyrolyse- und Entgasungsphase als auch in der Vergasungsphase des festen Koksrückstandes (vgl. dazu den vorherigen Abschnitt). Weitere gasförmige Stoffe wie Kohlendioxid CO₂ und Wasser H₂O sind ebenfalls vorhanden, reagieren aber nicht mehr mit Sauerstoff.

Die zugrundegelegten Reaktionsgleichungen, auf denen die kinetischen Daten basieren, sind in der folgenden Aufzählung aufgeführt:



Der folgende kinetische Ansatz findet bei der Modellierung Berücksichtigung:

$$\dot{r}_i = -k_{0,i} \cdot e^{\left(\frac{E_{A,i}}{R \cdot T}\right)} \cdot c_1^{a_1} \cdot c_2^{a_2} \quad (5-61)$$

Die kinetischen Daten, die in Tabelle 5-7 aufgeführt sind, entstammen Zusammenstellungen durch GÖRNER und LEUCKEL [GÖRN91, LEUC79]:

Tabelle 5-7: Zusammenstellung der kinetischen Daten zur Beschreibung der Gasphasenreaktionen [GÖRN91, LEUC79]

Stoff	k_0 [(mol/cm ³) ^{1/(a₁+a₂), 1/s]}	E_A [J/mol·K]	c_1 [mol/cm ³]	a_1 [-]	c_2 [mol/cm ³]	a_2 [-]
FI (CH ₄)	10 ^{13,2}	24.000	FI (CH ₄)	0,7	O ₂	0,8
CO	10 ^{14,11}	125.540	CO	1	O ₂	0,5
H ₂	10 ^{16,52}	41.000	H ₂	0,85	O ₂	1,42

5.5 Anforderungen an das Modell und typische Lösungsvorschläge

Neben einer Überprüfung der Gültigkeit der Modellvorstellung (Validität) werden oftmals auch weitere Anforderungen an Modelle gestellt. Die wichtigsten dieser so genannten anwendungsorientierten Anforderungen für die thermische Abfallbehandlung auf Rostsystemen sind im Folgenden zusammengestellt.

Tabelle 5-8 fasst die typischen Anforderungen an die Modellierung zusammen, welche in industriellen Fragestellungen vorkommen. Ergänzend werden die jeweiligen Lösungsmöglichkeiten dargestellt.

Tabelle 5-8: Anwendungsorientierte Anforderungen an das Modell und Lösungsstrategien, Teil 1

Abbildung von...	Exogener Leitparameter	Lösung
Vermischung, Schürung, Brennstofftransport	Rostart	Quervermischungsfaktor und abgeleitetes Verweilzeitverhalten
Geometrie Feuerraum, Zündungsverhalten	Strömungsführung Gas	Berücksichtigung von Stützberechnungszellen für über dem Brennbett liegende Gasphase
Zusammensetzung Abfall	Wasser-, Asche-, Brennstoff-, Schadstoffgehalt	Brennstoffgemisch abstrahiert auf Koks, Asche, Wasser und Flüchtige plus Definition Ersatzmodell für Flüchtige [C _m H _n O _o N _r S _q Cl _r]
Ausdehnung Abfallschüttung	Schüttschichthöhe, -dichte	Ableitung aus Umsatz, Brennstoffzustand
Schadstoffentstehung	Konzentrationen CO, NO _x , SO _x , HCl	Thermodynamische GGW-Berechnung als Postprocessing

Tabelle 5-8: Anwendungsorientierte Anforderungen an das Modell und Lösungsstrategien, Teil 2

Abbildung von...	Exogener Leitparameter	Lösung
Verklumpungsneigung im Trichter	Korngröße	Faktor zur Kornvergrößerung, Faktor zur Erniedrigung von Partikelanzahl
Einfluss von Roststürzen	Korngröße	Faktor zur Kornverkleinerung, Faktor zur Erhöhung von Partikelanzahl
»Wurmlöcher«, Channeling	Freier Sauerstoff im Rauchgas	Faktor zur Begrenzung des Sauerstoffangebots
Strähnenbildung und -ausbreitung in Gasphase	Lokale Schadstoffkonzentration, Vermischungsverhalten Gasphase	Einbringung einer lokalen Kaltgasquelle (Durchblasen) bzw. einer zus. Schadstoffquelle (per Handeingriff) in Kombination mit CFD-Modell
Korrosion/Erosion	Abtragung Wandmaterial, CO-, HCl-Konzentration	Ermittlung wandnaher Gaskonzentrationen in Verbindung mit CFD-Modell, nur Ableitung von erhöhter Wahrscheinlichkeit möglich

Ergänzend dazu ist es von Interesse, zu überprüfen, inwieweit die Aufgaben aus dem Lastenheft (vgl. Abschnitt 5.3) mit dem vorliegenden Modell gelöst werden (Tabelle 5-9):

Tabelle 5-9: Gegenüberstellung Pflichten- und Lastenheft sowohl Lösungsansatz

Pflichtenheft	Lastenheft	Lösungsansatz
Brennstoffqualität	Zusammensetzung und spezifisches Partikelmodell	Kennwerte (Dichte, Wärmekapazität, Heizwert, Leitfähigkeit etc.) über Elemente bestimmen, Partikel kugelig
Brennstoffschüttung	Schüttungsporosität, spezifisches Partikelmodell	Schüttungsporosität konstant, Partikelkern aus Asche
Rostart	Vermischung (Dispersion) und Transportverhalten	Vermischung erfolgt vorrangig über geometrische Verhältnisse und Prozessparameter
Verbrennungslufteintrag	Lufteintrag, mögliche Variablen berücksichtigen	Einteilung der Zellen entsprechend der Primärluftzonen, variable Zusammensetzung der Primärluft vorsehen, Stoffwerte temperaturabhängig
Reaktionsprodukte	Trocknungs- und Entgasungsmodell, Boudouard- und Wassergasreaktion	Berücksichtigung von CO, CO ₂ , H ₂ O, O ₂ , Flüchtigen, H ₂ , N ₂ und ggf. NO _x , SO _x , HCl
Geometrieinfluss	Feuerraumausgestaltung	Einführung von (Stütz-) Berechnungszellen für die Gasphasenströmung
Unterschiedliche Verbrennungskonzepte auf Rostbasis	Berücksichtigung von charakterisierenden Eigenheiten (Vermischung, Transportverhalten)	Einführung unterschiedlicher Vermischungsfaktoren, Freiheit der Wahl von Geometrie Konzepten
Hinreichende Genauigkeit	Genauigkeit erfordert Erfüllung qualitativer Beobachtungen	Validierung anhand von Messwerten aus bestehenden Anlagen bzw. über bekannte Beobachtungen, ggf. Anpassung in semi-empirischen Ansätzen
Berechnungszeit praxisorientiert und anwendungsnah	Minimaler geeigneter Detaillierungsgrad	Berechnungszeit deutlich kleiner als halber Tag (CFD-Simulation oftmals länger als 1 Tag)

6 Ermittlung von Modellparametern, Implementierung und Validierung

Im vorliegenden Kapitel werden die noch abzuleitenden Modellparameter vorgestellt und über eine Sensitivitätsanalyse mit dem Brennbettmodell auf ihren Einfluss hin untersucht.

Weiterhin werden die Implementierung des Modells erläutert und insbesondere die Wahl der Softwareplattform begründet. Daran schließt sich die Validierung an, die sich im Bereich der Abfallverbrennung besonders anspruchsvoll darstellt, da keine umfangreiche Datenbasis auch aufgrund der Inhomogenität des Abfalls vorhanden ist. Ergänzend werden ausgewählte Modellergebnisse zur Validierung von Teil- und Gesamtmodellvorstellungen herangezogen und diskutiert.

Abschließend wird eine Anbindung des Brennbettmodells an eine CFD-Simulation durchgeführt und auf ihre Machbarkeit hin überprüft.

6.1 Ermittlung von Modellparametern

Die Ermittlung von Modellparametern ist vor dem Hintergrund nur weniger verfügbarer Daten, die zudem nicht unbeschränkt übertragbar oder repräsentativ sind, ein anspruchsvolles Unterfangen. Daher wird hier versucht, bestimmte Daten belastbar zu ermitteln und dem Modell vorzugeben. Dabei soll aber die Option offen gehalten werden, so dass spätere Anwender bei entsprechender Datenlage aufgrund der Modelltransparenz in die Lage versetzt werden, diese Daten frei zu ergänzen oder anzupassen.

Zur Gewinnung von Parametern werden vereinzelt Laborversuche mit Schacht- oder Röhrenöfen herangezogen. Dabei wurde unter Anwendung von Ähnlichkeitsgesetzen festgestellt, dass mit einer guten Übereinstimmung übertragbare Ergebnisse zu erzielen sind [WOCH99, SCHU94, BREM93]. Die jeweils gewählten Randbedingungen zeigen aber, dass wesentliche Einflüsse vernachlässigt werden. Dazu zählt beispielsweise der Effekt der Schürung.

In den einzelnen Submodellen werden insbesondere noch die folgenden Parameter benötigt, die in den folgenden Abschnitten ermittelt werden:

- Reaktormodell:
Lückengrad (Schüttungsporosität) ε
- Reaktionsmodell:
Stoffübergangskoeffizient β , Porenradius r_{Pore} , Labyrinthfaktor κ_{Pore}
- Wärmetransportmodell:
Reaktionswärmen q_i , Wärmeübergang Wand (α_w , A_w), Strahlungswärmeaustausch Bett-Gasraum ($\varepsilon_{\text{Str,Abfall}}$, A_{Str}), Wärmeübergang Partikel (α_p), effektive Wärmeleitfähigkeit Bett (λ_{eff})
- Brennstoff-/Partikelmodell:
Stoffwerte (spez. Dichte ρ_i , molare Masse M_i , spez. Wärmeleitfähigkeit λ_i , dynamische Viskosität η_i , spez. Wärmekapazität c_{pi} , Diffusionskoeffizient D_i)
- sonstige Anpassungsparameter (Verteilung Flüchtige auf die Gruppen Zellulose und Nichtzellulose, Verteilungsfaktor a für Wärmeleitfähigkeit u.ä.).

6.1.1 Reaktormodell

Die lokale Schüttungsporosität ϵ ist eine Funktion der Partikelgeometrie und -größen, des Umsatzes und des Aschebildungsverhaltens. Sie ist nicht exakt berechenbar, da noch kein akzeptables Modell aufgestellt wurde. Es ist auch nicht zu erwarten, dass für Abfall ein derartiges Modell entwickelt wird, da sich der Abfall einer homogenen Beschreibung entzieht. Als ein erster Ansatz gilt daher hier, dass die Schüttungsporosität ϵ als frei wählbarer Parameter vorzugeben ist. In der Praxis übliche Werte liegen bei $\epsilon = 0,6-0,1$ (je nach Reaktionsfortschritt und mechanischer sowie thermischer Belastung) für eine Abfallschüttung auf dem Rost [Babc96].

Als genereller Startwert wird $\epsilon=0,5$ vorgegeben, was sich an dem Wert nach GUMZ für Kugelschüttungen orientiert (vgl. Abschnitt 3.1.4).

6.1.2 Reaktionsmodell

Das Reaktionsgas wird als ideales Gas behandelt und lässt sich daher mit der folgenden Zustandsgleichung beschreiben:

$$p \cdot V = n \cdot R \cdot T \quad (6-1)$$

Die Bestimmung der Parameter der Porendiffusion innerhalb der Abfallpartikel stellt sich als schwierig heraus, da es kaum belastbare Messungen zu dieser Thematik gibt. Da aber die Abfallverbrennung aufgrund einer aschereichen Zusammensetzung und durch koksbildende Phänomene sicherlich durch Porendiffusion beeinflusst wird, erscheint es notwendig, die bestimmenden Parameter zu berücksichtigen. Tabelle 6-1 zeigt zur ersten Orientierung Messwerte von anderen Stoffen:

Tabelle 6-1: Zusammenstellung von Messwerten und typischen Bereichen zur Beschreibung der Porendiffusion [RAUP91, RUPP02]

Material	Labyrinthfaktor κ_{pore}	typische Porenradien r_{pore}
Kohle	~ 3	-
Aktivkohle	> 7	$< 2 \text{ nm}, > 50 \text{ nm}$ (Mikro-, Makroporen)
Koks	-	$5 - 10 \text{ }\mu\text{m}$
Styropor	80 - 210	-
PVC-Folie	30.000 – 60.000	-
Modellabfall	0,55	50 nm

In den Untersuchungen durch RUPP et al. werden für einen Modellabfall die o.a. Werte identifiziert, wobei der Modellabfall bezüglich der Reaktionskinetik mit anderen Brennstoffen aus Abfallstoffen zu vergleichen ist [RUPP02]. Diese Werte werden zunächst zur weiteren Modellierung herangezogen.

Der Stoffübergangskoeffizient β , der den Kehrwert des Widerstands des Stoffübergangs charakterisiert, kann prinzipiell ähnlich wie die Wärmeübergangszahl empirisch ermittelt werden. Er wird aus der SHERWOOD-Zahl, einer dimensionslosen Kennzahl für den Stofftransport, abge-

leitet. An dieser Stelle soll eine Beziehung nach JESCHAR [vgl. RAUP91] für ein Haufwerk aus Kugeln angeführt werden, die für die vorliegende Modellvorstellung angewendet werden kann:

$$Sh_p = \frac{\beta \cdot d_p}{D} = \frac{2\varepsilon}{1-\varepsilon} + Sc^{0,33} \cdot (1,12 \cdot \sqrt{Re} + 0,0056 \cdot Re) \quad (6-2)$$

6.1.3 Wärmetransportmodell

Die frei werdenden Reaktionsenthalpien q_i sind ein wichtiger Einflussfaktor auf den Wärmehaushalt. So treten bei der Verbrennung von Abfällen sowohl endotherme (beispielsweise Verdampfung von Wasser, Entgasung und Pyrolyse) als auch exotherme Vorgänge (beispielsweise Oxidation von Flüchtigen, Vergasung von Koks) auf. Die notwendigen Parametersätze für die Reaktionsenthalpien q_i werden daher im Folgenden aufgeführt. Die Berechnung der Reaktionsenthalpien erfolgt über den Zusammenhang mit den Bildungsenthalpien [vgl. HOLL85].

Die Reaktionsenthalpie bei der Verdampfung von Wasser kann durch die Verdampfungsenthalpie bei Normaldruck substituiert werden. Dies geschieht unter der Voraussetzung, daß es sich nur um Oberflächenwasser handelt.

Die Entgasung/Pyrolyse von Abfall wird häufig als schwach endotherm angegeben [PETE94, REIM92, THOM94], so dass sie im Rahmen der vorliegenden Modellierung vernachlässigbar sind. Die Reaktionsenthalpien der Vergasung sind in Tabelle 6-2 angegeben. Die Reaktionen beziehen sich auf die Aufzählung in Abschnitt 5.7.6.3:

Tabelle 6-2: Zusammenstellung der Standard-Reaktionsenthalpien der Feststoffreaktionen

Art der Reaktion, Standard-Reaktionsenthalpie q_i				
Verdampfung Wasser	Pyrolyse/ Entgasung	Vergasung Boudouard	Vergasung Wassergas	Vergasung partielle Oxidation
+ 44 kJ/mol	~0	+ 172,4 kJ/mol	+ 131,3 kJ/mol	- 110,5 kJ/mol

Die Reaktionsenthalpien der Reaktionen in der Gasphase sind ebenfalls bekannt. Tabelle 6-3 zeigt die notwendigen Werte, wie sie durch die Reaktionen aus Abschnitt 5.4.6.3 vorgegeben sind:

Tabelle 6-3: Zusammenstellung der Standard-Reaktionsenthalpien der Gasphasenreaktionen

Art der Reaktion, Standard-Reaktionsenthalpie q_i		
Oxidation von CO	Oxidation der Flüchtigen	Oxidation von H_2
- 283,0 kJ/mol	je nach Heizwert des Abfalls und nach Zusammensetzung $C_mH_nO_o$	- 241,8 kJ/mol

Die Bestimmung der Reaktionsenthalpie (= Heizwert) der Flüchtigenverbrennung ist aufgrund der gewählten Modellvorstellung separat abzuleiten. Dazu wird eine Verbandsformel (aus [WIEH94]) herangezogen, wie sie bereits in Abschnitt 3.1.3 vorgestellt wurde.

Für die Charakterisierung des Wärmeübergangs zwischen Schüttung und Wand wird die folgende Analogie genutzt, die für dicht gepackte Kugelschüttungen in Kontakt mit flachen Wänden Gültigkeit besitzt. Sie stützt sich auf Untersuchungen, die von OLBRICH durchgeführt

wurden [OLBR70]. Der Autor weist darauf hin, dass sie insbesondere für Betriebszustände von katalytischen Reaktoren gilt, wobei der angegebene Zahlenwert als untere Grenzen angesehen werden kann:

$$\alpha_w = 2,12 \frac{\lambda_G}{d_p} \quad (6-3)$$

Die dazugehörige Wandkontaktfläche A_w berechnet sich über die entsprechende Wandfläche und einen spezifischen Bedeckungsfaktor, der aus empirischen Betrachtungen zu ca. 80% bestimmt wird.

Für den Wärmeübergang zwischen fluider Phase und Partikel kann nach SPECHT folgende Beziehung für die NUSSELT-Zahl angewandt werden, die von GNIELINSKI für durchströmte Kugelschüttungen ermittelt wurde [SPEC93]:

$$Nu = \frac{\alpha_p \cdot d_p}{\lambda_G} = (1 + 1,5 \cdot (1 - \varepsilon)) \cdot \left(2 + \sqrt{Nu_{lam.erz}^2 + Nu_{turb.erz}^2} \right) \quad (6-4)$$

$$Nu_{lam.erz} = 0,664 \cdot Pr^{0,33} \cdot \sqrt{\frac{Re}{\varepsilon}} \quad (6-5)$$

$$Nu_{turb.erz} = 0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \quad (6-6)$$

Der Parameter $\varepsilon_{Str, Abfall} \approx 0,85$ (Emissivität der Abfallschüttung), der in den Strahlungsgleichungen (5-35) und (6-7) Anwendung findet, entstammt Abschätzungen aus einer Ausleungsabteilung für Abfallverbrennungsanlagen [BABC96]. Der Parameter nimmt in zahlreichen weiteren Veröffentlichungen zur CFD-Modellierung üblicherweise Werte zwischen 0,8 und 0,9 an. Die in der Gleichung (5-35) ebenfalls benötigte Austauschfläche A_{Str} entspricht der jeweiligen Grundfläche einer Berechnungszelle.

Die Bestimmung der Wärmeleitfähigkeit einzelner gasförmiger Spezies ist durch zahlreiche Literaturangaben gestützt [beispielsweise VDIW94, PETE94]. Die Ermittlung einer Wärmeleitfähigkeit für eine heterogene Feststoffschüttung gestaltet sich deutlich schwieriger, da Untersuchungen dazu noch Stand der Forschung sind und Abfall als Feststoff keinesfalls als homogen anzusehen ist.

Physikalisch korrekt wäre eine Beschreibung der Wärmeleitung durch ein heterogenes Modell unter separater Berücksichtigung von fluider und fester Phase. Da jedoch insbesondere die heterogene Abfallschüttung nur durch kumulierte Parameter wie Korn- oder Stückgrößenverteilung, Wassergehalt, stoffliche Zusammensetzung und Porenverteilung usw. beschreibbar ist und eine belastbare Modellvorstellung derzeit nicht vorliegt, erscheint es sinnvoll, einen effektiven Modellansatz nach DACH et al. zu übernehmen und geeignet zu adaptieren [DACH96]. Das Modell lehnt sich an Überlegungen von KRISCHER an, der die effektive Leitfähigkeit von Schüttungen anhand von Parallel- und Reihenschaltung der einzelnen Widerstände annäherungsweise bestimmte [KRIS78]. Eine dabei aufgegriffene übliche Vorgehensweise bei Schüttungen ist die Zusammenfassung von Leitungs- und Strahlungseffekten zu einer effektiven Leitungsgröße [PETE94, DACH96, VDIW94].

Die effektive Leitfähigkeit wird also in Abhängigkeit der Parameter

- Wärmeleitfähigkeit der Partikel (λ_p),

- Wärmeleitfähigkeit des umgebenden Fluids (λ_G) und
 - Schüttungsporosität ε (im folgenden Modell nach DACH et al. auch mit ψ bezeichnet)
- bestimmt. Abbildung 6-1 zeigt die Anordnung der Komponenten:

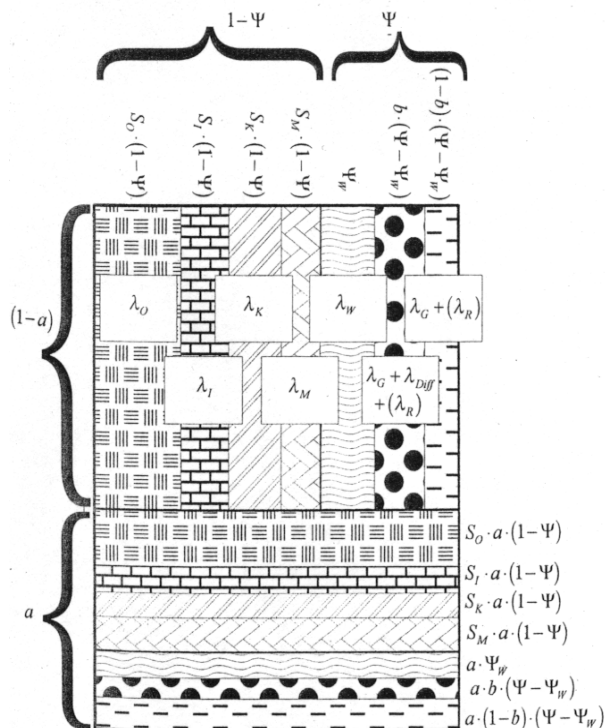


Abbildung 6-1: Ersatzmodell zur Berechnung der effektiven Leitfähigkeit einer Abfallschüttung [DACH96]

Dabei stehen (in Anlehnung an DACH et al. und damit abweichend von der ansonsten gewählten Symbolik):

- Ψ für den Hohlraumanteil
- Ψ_W für den Anteil an wassergefüllten Poren
- λ_i für die Leitfähigkeit einzelner Feststoffbestandteile (i =Organik, Inerte, Kunststoff, Metall, Wasser)
- λ_R für den Strahlungsanteil, λ_G für die Gasleitfähigkeit, λ_{Diff} für den Anteil der Wasserdampfdiffusion
- a als Anteil einer widerstandsreichen (in Reihe geschalteten) Anordnung und $(1-a)$ als Anteil einer parallel geschalteten Anordnung
- b als Anteil, in dem nur Leitung und Strahlung auftreten, und $(1-b)$ als Anteil für den Anteil, in dem zusätzlich Wasserdampfdiffusion auftritt
- S_i für die Massenanteile der jeweiligen Komponenten

Das Gesamtmodell nach DACH et al. lässt sich für den Anwendungsfall einer durchströmten Abfallschüttung in einer Brennkammer weiter vereinfachen. Die notwendigen Parameter zur Berechnung der Gleichungen lassen sich aus folgenden Beziehungen ableiten:

Der Anteil an wassergefüllten Poren Ψ_W ist grundsätzlich empirisch zu bestimmen [DACH96]. Eine erste Abschätzung ergibt sich aus der elementaren Zusammensetzung des Abfalls. Aufgrund der üblicherweise vorliegenden Ablagerung des Abfalls im Bunker, der mehrfachen Umschichtung und der Durchströmung der Schüttung mit einem (heißen) Gasstrom fallen diffusionskontrollierte Leitungseffekte hier modellgemäß im Gegensatz zu einer Kompostierung nicht ins Gewicht. Daher wird an dieser Stelle eine Wasserdampfdiffusion vernachlässigt und der Faktor Ψ_W auf Null gesetzt.

Der Anteil von Wasser am Wärmehaushalt ergibt sich daher nur aus dem Anteil in der Gasphase (als konvektiv transportierter Wasserdampf) und der Leitungseigenschaft des Oberflächenwassers (λ_W). Der Anpassungsparameter b ist damit ebenfalls nicht zu berücksichtigen und auf Eins zu setzen.

Die Leitfähigkeiten der einzelnen Stoffkomponenten sind grundsätzlich verfügbar. Es ist aber dabei zu beachten, dass die Leitfähigkeit eine Funktion der Temperatur ist. Im Einzelfall ist daher

eine funktionale Abhängigkeit von der Temperatur hinzuzufügen. Tabelle 6-5 gibt einen Überblick zu den vorhandenen Daten, wobei prinzipiell zwei Möglichkeiten bestehen, ein Ersatzmodell mit Parametern auszustatten. Für Variante II ist dann zusätzlich zu einer elementaren Abfallzusammensetzung noch die stoffliche zu bestimmen bzw. zu erheben:

Tabelle 6-5: Zusammenstellung von Leitfähigkeiten verschiedener Stoffgruppen [VDIW94, PETE94, DACH96, SAAS88, SPEC93]

Variante I (Modellbrennstoff) [W/(m·K)]

λ Koks	λ Flüchtige (CH ₄)	λ Wasser	λ Inerte (Keramik)	λ Asche
1,2-1,6	~0,03	~0,63	1,6-6,5	~0,93

Variante II (stoffliche Abfallzusammensetzung) [W/(m·K)]

λ Organik	λ Inerte (Glas)	λ Kunststoff	λ Metall (Stahl)	λ Holz
~0,30	0,80-1,16	0,10-0,55	15-60	~0,20

Die Autoren DACH et al. konstatieren für ihr obiges Ersatzmodell, dass der Anteil der Partikelstrahlung aufgrund der unbekannten Porenverteilung nicht anzugeben ist. Da der Einfluss der Strahlung aufgrund der großen Temperaturgradienten als hoch anzunehmen ist, soll im vorliegenden Fall ein ergänzendes Teilmodell eingefügt werden. Der Anteil für die Strahlung der Partikel kann über einen Ansatz nach ZEHNER, SCHLÜNDER und BAUER bestimmt werden [VDIW94].

Dazu wird folgende Gleichung herangezogen:

$$\lambda_R = \frac{4\sigma}{\left(\frac{2}{\varepsilon_{Str, Abfall}}\right) - 1} \cdot T^3 \cdot d_p \quad (6-7)$$

Für den Parameter $\varepsilon_{Str, Abfall}$ ist wie bereits oben erwähnt der Wert 0,85 anzusetzen.

Der Anpassungsparameter a ist ebenfalls nur empirisch zu ermitteln. Als Anpassungsparameter kann er über eine Parameterstudie mit einer hinreichenden Genauigkeit ermittelt bzw. über den Nutzer des Modells individuell vorgegeben werden (vgl. Abschnitt 6.1.5.1).

Für das vereinfachte Ersatzmodell ergibt sich nun der folgende Zusammenhang, der für eine Abfallschüttung genutzt werden kann:

$$\lambda_{eff} = \frac{1}{\left(\frac{1-a}{\lambda_{Parallel}}\right) + \left(\frac{a}{\lambda_{Reihe}}\right)} \quad (6-8)$$

$$\lambda_{Reihe} = (1-\Psi) \cdot \sum_i (\lambda_i \Psi_i) + \Psi \cdot (\lambda_G + \lambda_R) \quad (6-9)$$

$$\lambda_{Parallel} = \frac{1}{(1-\Psi) \sum_i \left(\frac{S_i}{\lambda_i} + \left(\frac{\Psi}{\lambda_G + \lambda_R} \right) \right)} \quad (6-10)$$

Erste Anhaltswerte für die effektive Leitfähigkeit einer Abfallschüttung auf dem Rost je nach Zustand sind $\lambda_{eff}=0,8 - 2,1$ W/(m·K) [BABC96].

6.1.4 Brennstoff-/Partikelmodell

Die benötigten Stoffwerte (Molare Masse, Gasviskositäten, Wärmekapazitäten, Diffusionskoeffizienten etc.) können einschlägigen Monographien entnommen werden. Da die Werte zumeist temperaturabhängig sind, ist eine ergänzende Formulierung dieser Abhängigkeit vorzunehmen. Am Beispiel der Wärmekapazität wird die Vorgehensweise erläutert.

Die Bestimmung einer effektiven Wärmekapazität $c_{p,ges}$ wird anhand einer Gewichtung der Wärmekapazitäten über die Massenanteile ω_i der zu berücksichtigenden Spezies vorgenommen. Diese Gleichung kann sowohl für die Feststoff- als auch für die Gasphase genutzt werden:

$$c_{p,ges} = \sum_i (c_{p_i} \cdot \omega_i) \quad (6-11)$$

Für Gase existieren viele Angaben zu den spezifischen Wärmekapazitäten [vgl. PETE94]. Zu beachten ist dabei die Tatsache, dass diese Werte im Bereich von ca. 300-1900K stark temperaturabhängig sind [PETE94, VDIW94]. Um diese Abhängigkeit zu beschreiben, wird zumeist auf einen Potenzansatz zurückgegriffen, der nur mit einem geringen Fehler behaftet ist [SPEC93]:

$$\frac{c_{p_i}}{c_{p_0}} = \left(\frac{T}{T_0} \right)^{n_{cp}} \quad (6-12)$$

Tabelle 6-6: Wärmekapazitäten von Gasen und Parameter für die Potenzgleichung [VDIW94, PETE94]

Komponente	c_{p0} [kJ/kg K]	n_{cp} [-]
O ₂	0,909	0,13
H ₂ O _(g)	1,75	0,2
CO	1	0,12
CO ₂	0,84	0,3
CH ₄	2,08	0,59

Je nach gewähltem Ansatz für das Reaktionsmodell sind unterschiedliche Vorgehensweisen zu wählen. Wird der Abfall als eine Mischung aus unterschiedlichen Stoffkomponenten (Zellulose, Kunststoffe, Metalle, Glas usw. oder Koks, Wasser, Flüchtige, Inerte, Asche) modelliert, sind für die einzelnen Stoffe die entsprechenden Werte aus der Literatur abzuleiten und äquivalent zu der Gleichung 6-12 zu gewichten. Eine Auswahl an Werten für die Wärmekapazität von Feststoffen liefert Tabelle 6-7:

Tabelle 6-7: Zusammenstellung von Wärmekapazitäten verschiedener Stoffgruppen [VDIW94, GARC95, PETE94, CHAN85]

Variante I (Modellbrennstoff)) [kJ/kg K]				
c_{p0} Koks	c_{p0} Flüchtige	c_{p0} Wasser flüssig (gas)	c_{p0} Inerte (Keramik)	c_{p0} Asche
~1,012	~1,338	4,18 (1,8)	~0,92	0,81-2,0
Variante II (Alternative Brennstoffe) [kJ/kg K]				
c_{p0} Zellulose	c_{p0} Kunststoff	c_{p0} Metall	c_{p0} Glas	c_{p0} Holz
~1,34	1,1 -2,3	0,48-0,88	0,70-0,93	~2,5

Nach [BABC96] schwankt die Wärmekapazität einer Abfallschüttung je nach Zustand zwischen $c_{p,ges}=2.500-1.500 \text{ J/(kg}\cdot\text{K)}$. Diese Spanne kann für eine Plausibilitätsprüfung herangezogen werden.

6.1.5 Sonstige Anpassungsparameter

Tabelle 6-8 zeigt die Auflistung der berücksichtigten Anpassungsparameter im Brennbettmodell. Diese Faktoren sind notwendig, um bestimmte Beobachtungen nachzuvollziehen bzw. um manche Phänomene modellhaft abzubilden. Da sie sich der mathematischen Beschreibung entziehen, können sie durch den Anwender individuell vorgegeben werden. Um die einzelnen Einflüsse zu bewerten, wird im Anschluss in Abschnitt 6.1.5.1 eine Sensitivitätsanalyse durchgeführt:

Tabelle 6-8: Im Brennbettmodell berücksichtigte Anpassungsparameter

Art	Min. Wert	Standard	Max. Wert	Bemerkung
Abfallschüttungsporosität ϵ	0,1	0,5	0,6	Hohlraumanteil in Schüttung
Startpartikeldurchmesser $d_{p,0}$	> 0	100 mm	1000 mm	Startwert für Partikelmodell
Oberflächenformfaktor ϕ	1	1,5	5	Anpassung von Kugelform an andere Formen
Brennstoffporosität ϵ_c	> 0	0,5	< 1	Parameter für Partikelmodell
Abfalleintrittstemperatur T_{Ein}	20 °C	40 °C	99 °C	Beeinflussung Energieeintrag und Aufheizung
Verhältnis C_{Fi} zu C_{ges}	50:50	60:40	90:10	Immediatanalyse
Verteilungsfaktor Flüchtige zu Zellulose und Nicht-Zellulose	10:90	50:50	90:10	Berücksichtigung unterschiedlicher Entgasungskinetiken
Faktor a in Wärmeleitfähigkeitsberechnung	0	0,5	1	Anteil Parallel- zu Serienschaltung
Zonaler Faktor für Channeling, Kurzschlussströmung	0	0	1/3	Einfluss zonaler Kaltbläsern

6.1.5.1 Sensitivitätsanalyse

Bei einer Sensitivitätsanalyse wird der Einfluss von Modellparametern auf das Modellergebnis bewertet. Die im vorliegenden Fall interessierenden Parameter sind die in Abschnitt 6.1.5 vorgestellten sonstigen Anpassungsparameter. Diese können prinzipiell durch den Nutzer festgelegt werden. Die folgende Analyse soll nun den möglichen Einfluss, den ein Nutzer auf das Ergebnis hat, quantifizieren (Abbildung 6-4).

Dazu wird zunächst vorausgesetzt, dass die Parameter voneinander unabhängig sind, so dass ein Parameter bei der Konstanz der anderen variiert werden kann.

Zudem muss noch eine integrale Zielgröße festgelegt werden, anhand derer der Einfluss bestimmt werden kann. Dies ist aber beim vorliegenden Modell problematisch, da nur ein Portfolio an möglichen Ergebniswerten (beispielsweise Konzentrationsprofil horizontal und vertikal zur Abfalltransportrichtung) zur Verfügung steht, um Ergebnisse zu bewerten.

Aus diesem Grunde wird hier ein Parameter (Gastemperatur in der Nachverbrennungszone) bestimmt, der als Ersatzgröße für eine Diskussion herangezogen wird. Diese Temperatur ist ein wichtiger Parameter für den Betrieb von thermischen Abfallbehandlungsanlagen.

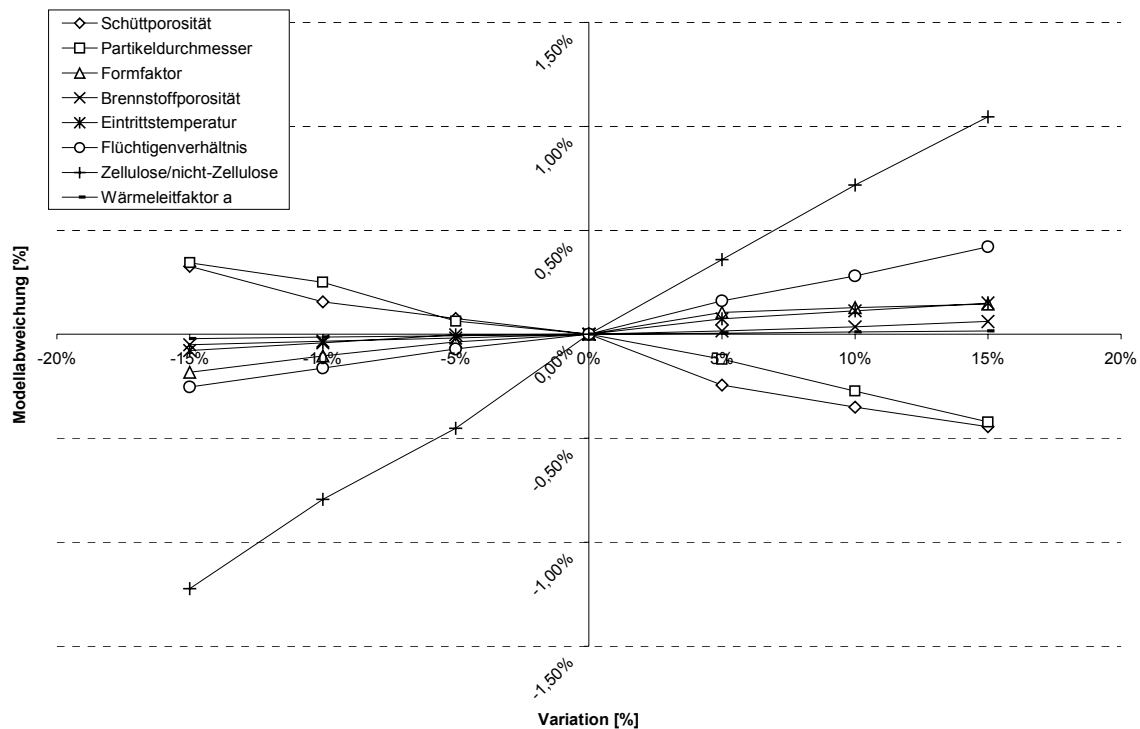


Abbildung 6-4: Sensitivitätsanalyse des Modells, Zielparameter: Gastemperatur in Nachbrennzone

Zunächst ist an den leichten Abweichungen von geraden Linien zu erkennen, dass das Modell zwar lineare Tendenzen aufweist, aber nicht streng linear ist. Dies ist auf die nicht-lineare Verknüpfung von Berechnungszellen zurückzuführen. Beispielweise wird durch eine erhöhte Temperatur, die durch eine Parametervariation induziert wird, in einer Berechnungszelle mehr Energie durch eine Systemgrenze (beispielsweise Wand) als im Standardfall abgeführt. Dadurch verschieben sich die nachfolgenden Gleichgewichte, so dass eine (geringfügige) Abweichung von einer Linearität erfolgen kann.

Weiterhin ist in Abbildung 6-4 zu erkennen, dass in fast allen Fällen der Einfluss der Anpassungsparameter auf den gewählten Zielparameter nur als gering einzustufen ist. Den offensichtlich größten Einfluss übt das zu wählende Verhältnis zwischen zellulose- und nicht-zelluloseartiger Entgasungscharakteristik aus. Dadurch wird insbesondere die Art der Wärmefreisetzung in der Gasphase beeinflusst, die sich stark auf die Zielgröße auswirkt. Absolut gesehen ist aber der Einfluss auch hier nur als gering einzustufen.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass durch die Wahlmöglichkeit bei den Anpassungsfaktoren nur geringe Einflüsse auf das Modellergebnis zu erwarten sind. Zudem zeigt sich, dass das Modellergebnis stabil gegen die Variation dieser Parameter ist.

6.2 Implementierung

6.2.1 Wahl der Implementierungsumgebung

Eine wichtige Voraussetzung im Pflichtenheft ist die Anwendung des Modells in einer Umgebung, die eine weite Verbreitung erreicht hat. Daher wird als Basis das Programm EXCEL® von der Fa. Microsoft® gewählt. Dieses Programm zeichnet sich als geeignetes Werkzeug aus, mit dem neben mathematischen Operationen auch die entsprechenden Ergebnis-Visualisierungen durchgeführt werden können.

Die Ergebnisse können im Anschluss an eine Berechnung folgendermaßen visualisiert werden:

- Schichtweises Temperaturprofil für die Gas- und Feststoffphase,
- schichtweises Konzentrationsprofil der Spezies $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$, Flüchtige $_{(l)}$, Kohlenstoff $_{(s)}$ und $\text{O}_{2(g)}$, $\text{CO}_{2(g)}$, $\text{CO}_{(g)}$, Flüchtige $_{(g)}$, $\text{H}_2\text{O}_{(g)}$, $\text{H}_2_{(g)}$,
- Schüttprofil des Brennbetts,
- zonaler Luftüberschuss λ ,
- zonale Primärluftverteilung und Wärmefreisetzung,
- Konzentrationsprofil der Gasspezies oberhalb des Brennbetts.

Mit der in EXCEL integrierten Programmiersprache Visual Basic for Applications (VBA) lassen sich weiterhin Routinen entwerfen, die vielfältig eingesetzt werden können. Im vorliegenden Fall werden insbesondere die Stoffwertberechnungen und die Berechnung der Kinetiken über VBA-Routinen programmiert. Neben der Programmiermöglichkeit sind zudem Werkzeuge vorhanden, die den Iterations- und Lösungsprozess ermöglichen. Die Iteration des stationären Zustands wird über die integrierte Funktion SOLVER durchgeführt, die wahlweise das Gradienten- oder das Newton-Verfahren anwendet.

6.2.2 Festlegung zur Diskretisierung

Es werden Zellen in drei Dimensionen (kartesisches Koordinatensystem) aufgespannt (Abbildung 5-4). Die Lage der Zellen orientiert sich an den Primärluftzonen (PL-Zonen) einer Abfallverbrennungsanlage. Alle PL-Zonen werden in x-Richtung in zwei Zellen geteilt, wobei aber die erste Zone ungeteilt bleibt, da sie üblicherweise nur durch Trocknungs- und Aufheizungsprozesse und damit geringe Temperaturgradienten dominiert wird.

Üblicherweise haben Abfallverbrennungsanlagen fünf unterschiedliche PL-Zonen, so dass sich eine Anzahl von neun Zellschichten in x-Richtung ergibt. Um ggf. sechs PL-Zonen abbilden zu können, kann die Zweiteilung der fünften Zone genutzt werden.

In y-Richtung werden drei Zellschichten vorgesehen, um den sich ausbildenden Temperaturgradienten aufgrund der üblicherweise geringen Wärmeleitung in der Höhe abzubilden. Die Ausbildung von fünf Zellschichten in z-Richtung trägt der Abbildung der möglichen Einflüsse von Randeffekten und ungleichmäßiger Aufgabe Rechnung. Damit ergeben sich insgesamt 135 Zellen für das Abfallbett.

Der Feuerraum oberhalb des Brennbetts wird, wie die Abfallschüttung auf dem Rost, in einzelne Zellen unterteilt (vgl. Abbildung 6-2). Die Einteilung in x-Richtung orientiert sich an der Zellein-

teilung der Abfallschüttung. In y- und z-Richtung ist keine Teilung vorgesehen. Die Zellenanzahl entspricht somit immer der Anzahl der Zellen in x-Richtung.

Es sind somit gängige Feuerraumgeometrien abbildbar. Die Unterschiede liegen jeweils in der Flussrichtung der Rauchgase und in der Lage der Zelle, die mit Sekundärluft beaufschlagt wird.

Die aus den Zellen der Abfallschüttung austretenden Gasströme treten zunächst in die jeweiligen zonalen Zellen des Feuerraumes ein. Es wird eine ideale Vermischung in den Zellen angenommen. Die Strömungsgeschwindigkeit errechnet sich aus der jeweiligen Zellquerschnittsfläche und dem jeweils eintretenden Volumenstrom.

Den Übergang zum Strahlungszug simuliert eine weitere Zelle, in der die Sekundärluft zugegeben wird. Gegebenenfalls kann prozessbedingt an weiteren Stellen Schleier- oder Sekundärluft zugegeben werden.

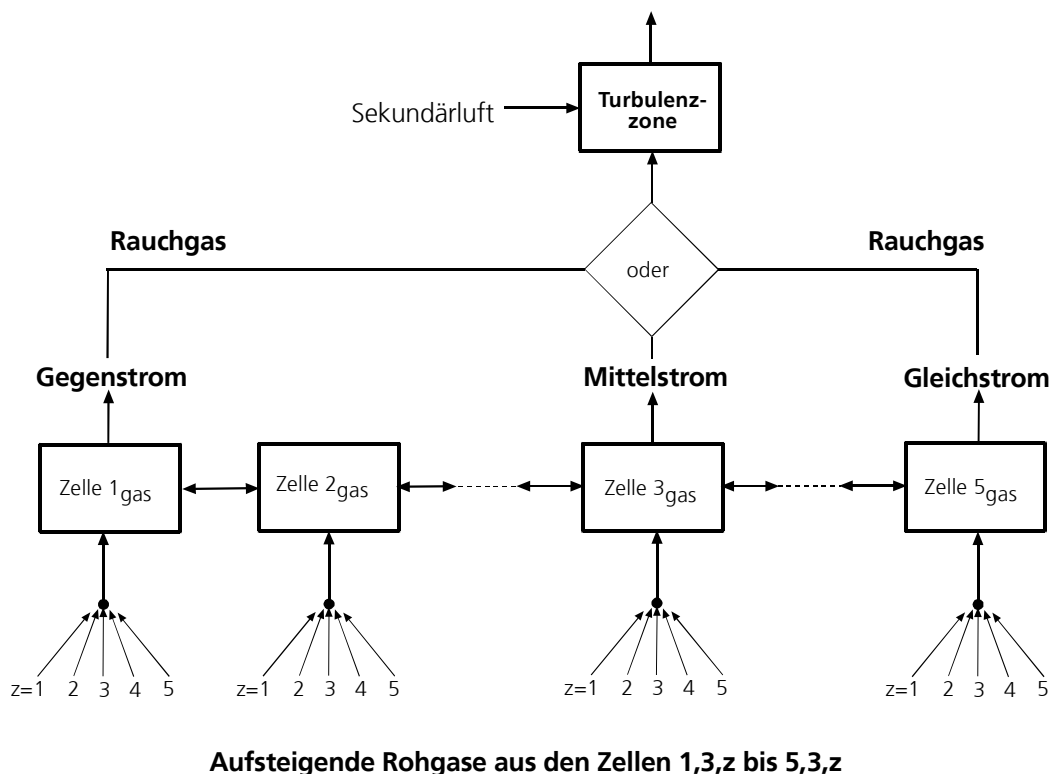


Abbildung 6-2: Diskretisierung der Gasphase oberhalb des Brennbetts

6.2.3 Modelleigenschaften und Iteration

Das aufgestellte Modell errechnet aufgrund seiner gewählten Modellierungsrandbedingungen einen stationären Zustand. Der Prozess der Abfallverbrennung ist aber grundsätzlich als instationärer Prozess anzusehen, der aus einer Aneinanderreihung von unterschiedlichsten, aufeinanderfolgenden (kurzlebigen) Betriebszuständen besteht. Dies beruht auf der Inhomogenität des Brennstoffs Abfall. Durch Prozesseingriffe soll aber der Prozess so stabil wie möglich in der Nähe eines stationären Zustands gehalten werden.

Auch für die Auslegung oder die Überprüfung von neuartigen Konzepten bietet es sich an, die stationären Zustände zu bewerten. Durch Variation von Randbedingungen (Luftverteilung, Durchmischung) lässt sich so ein Portfolio von unterschiedlichen Prozesszuständen zusammenstellen, um alle möglichen Zustände abzubilden.

Die Iteration basiert auf der Grundannahme, dass ein stationärer Zustand gesucht und erreicht wird. Ein stationärer Zustand ist dadurch gekennzeichnet, dass die zeitliche Änderung des Wärmeinhalts Q gleich Null ist:

$$\frac{dQ}{dt} = 0 \quad (6-13)$$

Wenn in allen Zellen dieses Kriterium erfüllt wird, ist der stationäre Zustand erreicht.

Um möglichst schnell diesen Zustand zu erreichen, sind Starttemperaturprofile vorzugeben, die nah an der stationären Lösung liegen und auf entsprechenden Erfahrungen beruhen. Abbildung 6-3 zeigt das Iterationsschema:

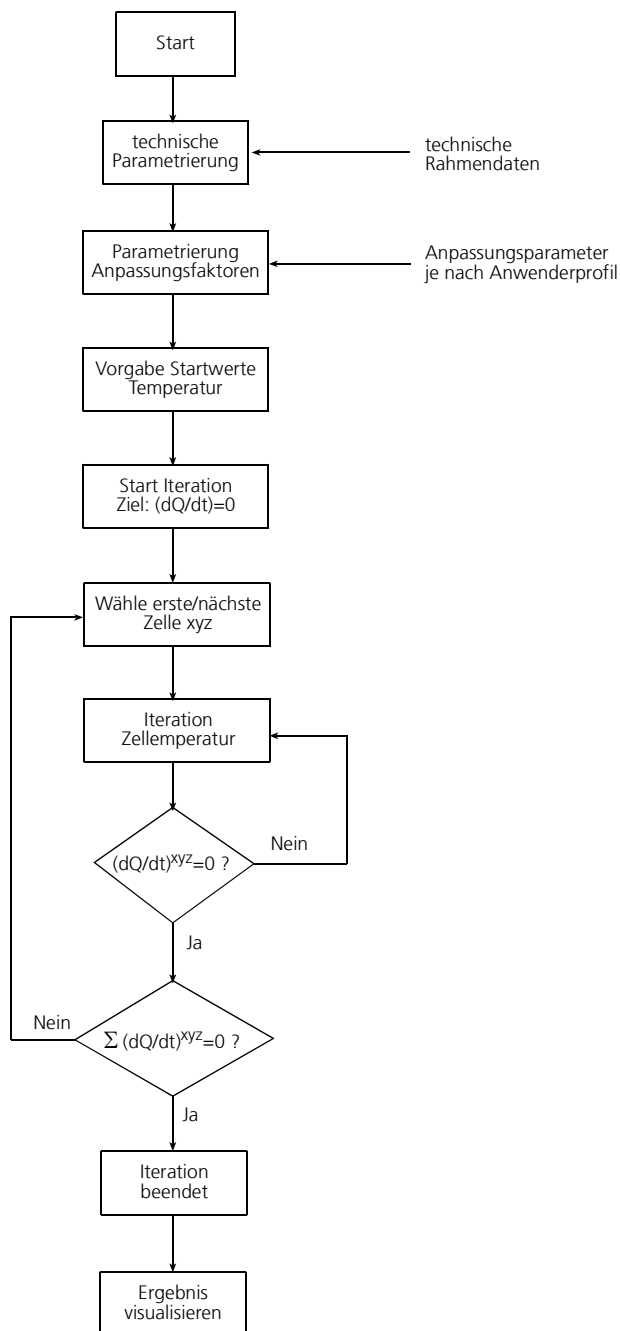


Abbildung 6-3: Iterationsschema

6.3 Validierung

Für die Validierung gilt hinsichtlich der Datenverfügbarkeit Ähnliches wie bei der Ableitung von Modellparametern, wobei die Datenlage deutlich schlechter ist, da Messungen in oder auf dem Brennbett entweder nur mit Modellbrennstoffen im Labor-/Technikumsmaßstab oder nur relativ weit entfernt vom Verbrennungsgeschehen auf dem Rost vorliegen (vgl. Abschnitt 4.3).

Laborversuche sind aufgrund starker Randeffekte (beschränkte Baugröße) oder zu großer Abstraktion (beispielsweise keine Schürung, modellhafter Brennstoff) kaum zu verwenden.

Die Überprüfung der Modellvalidität mit Messungen, die in erheblichem Abstand zum Rost erhoben worden sind (beispielsweise im ersten Strahlungszug), können aufgrund der Einflüsse von individuellen Vermischungsaktivitäten der Rauchgase nicht bzw. nur sehr eingeschränkt zur Überprüfung herangezogen werden. Es sollten daher nur Messwerte aus dem direkten Wirkungsbereich des Rostes zur Überprüfung verwendet werden.

Die hier anschließende Validierung wird sich auf beobachtete Phänomene in großtechnischen Anlagen beschränken. Eine Überprüfung der Modellgüte erfolgt daher weitgehend qualitativ.

Es existieren vereinzelte Messkampagnen, die im Betrieb zu Versuchszwecken oder während der Inbetriebnahme aus Überprüfungsgründen erhoben worden sind. Dabei wurden aber kaum tatsächliche Messungen im Brennbett selber vorgesehen, sondern beinahe ausschließlich die Gasphase im Feuerraum oder im ersten Strahlungszug beprobt. Der letztere Ort resultiert daher, dass insbesondere hier gesetzlich vorgeschriebene Werte (Verweilzeit 2s bei min. 850°C) einzuhalten sind. Das Brennbett selber wird meistens durch die Ausbrandqualität des Rückstandes (Total Organic Carbon {TOC} und Glühverlust {GV}) charakterisiert.

Zu den für die Validierung interessanten Messwerten gehören die Temperatur der Brennbett-oberfläche (die vereinzelt auch als Regelgröße verwendet wird), das Temperaturprofil und die Gaszusammensetzung in der Gasphase oberhalb des Brennbetts.

Um die Parameter Brennbett-oberflächentemperatur, Temperatur- und Konzentrationsprofil der Gasphase aus Messungen und Modellrechnungen gegenüberzustellen, ist das vorliegende Modell an eine CFD-Simulation zu koppeln. Damit wird dargestellt, dass einerseits eine Anbindung des vorliegenden Modells an ein CFD-Modell zu etablieren ist und andererseits ein Austausch von Datensätzen gemäß Lastenheft in einem angemessenen Aufwand realisiert werden kann.

Ergänzend werden die Modellergebnisse dahingehend überprüft, inwieweit tendenziell die charakteristischen Temperatur- oder Reaktionsprofile wiedergegeben werden, die in der Literatur vielfältig diskutiert werden (vgl. Abschnitt 3.2.4.3).

Die für die Validierung zugrunde gelegte thermische Abfallbehandlungsanlage (»Anlage 0«) wird im Kapitel 7 neben den anderen modellierten Anlagen charakterisiert.

6.3.1 Anbindung des Modells an eine CFD-Simulation

Die Anbindung des Modells an eine CFD-Simulation erfolgt durch die Übergabe von Startwerten, zu denen beispielsweise die Massenanteile der Spezies pro Zone sowie die individuellen Gas- und Brennbett-oberflächentemperaturen und die jeweiligen Gasaustrittsgeschwindigkeiten zählen (Abbildung 5-1).

Aus dem stationären Ergebnis der CFD-Simulation werden anschließend die Netto-Strahlungsaustauschwärmeströme $\dot{q}_{r,w}$ in Brennbettrichtung ausgelesen. Das Brennbett wird im vorliegenden CFD-Modell als Wand mit einer festen Emissivität modelliert.

Aus der dazugehörigen Berechnungsgleichung (6-14) ist nun die Ermittlung der zonalen Strahlungswärmeflüsse G_w aus dem Feuerraum auf das Brennbett möglich (vgl. Kapitel 10.3 in [FLUE98]):

$$\dot{q}_{r,w} = -\frac{\varepsilon_{Str}}{2(2 - \varepsilon_{Str})} (4\sigma T_w^4 - G_w) \quad (6-14)$$

Die Wärmeflüsse G_w und die dazugehörige Gleichung (6-14), welche die zu Beginn genutzte Modellgleichung (5-35) fortan substituiert, werden nun dem Berechnungsmodell für das Brennbett vorgegeben, das anschließend neu gestartet wird. Diese Prozedur wird so lange wiederholt, bis sich ein Zustand einstellt, der sich vom vorhergehenden nur noch geringfügig unterscheidet, und die Berechnung somit abgeschlossen ist.

Es wurden fünf Simulationsläufe mit dem vorliegenden Modell und vier Simulationsläufe mit dem angebundenen CFD-Modell durchgeführt. Die Auswertungen sind in den Abbildungen 6-4

und 6-5 zu sehen. Es zeigt sich insbesondere bei der Betrachtung der Strahlungswerte, dass bereits nach zwei CFD-Läufen eine hinreichende Übereinstimmung zu erreichen ist.

Das Modell bestimmt zunächst eine deutliche Überschätzung der Einstrahlung im Bereich der Zone 2 und eine deutliche Unterschätzung in den folgenden Zonen (Lauf »Modell«). Nach Ankopplung an das CFD-Modell werden diese Über- und Unterschätzungen zügig abgebaut (Lauf »1« bis »4«).

Das Temperaturprofil in Abbildung 6-5 zeigt hingegen einen stabileren Verlauf. Besonders bemerkenswert sind die Temperaturverläufe in den beiden letzten Zone 4 und 5. Hier kommt es augenscheinlich zu einer Wiederaufheizung der Brennbetttoberfläche durch die tatsächliche Einstrahlung, was insbesondere auf den Wegfall der Kühlluft in der Zone 5 zurückzuführen ist.

Für die im Kapitel 7 beschriebene Anlage 0 ergeben sich die folgenden Iterationsabläufe:

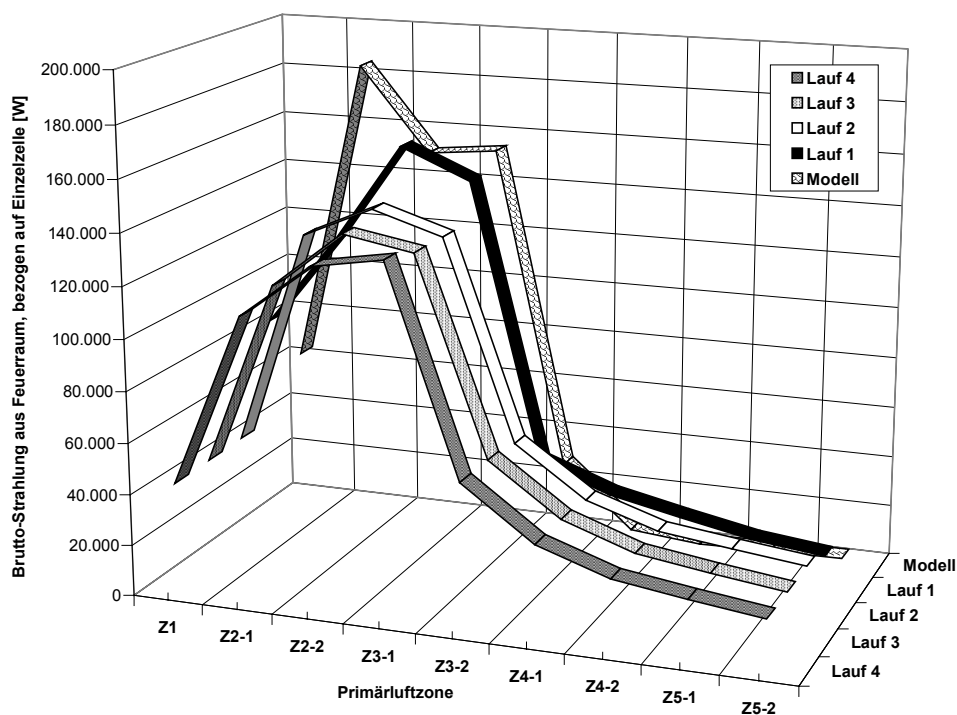


Abbildung 6-4: Kontinuierlicher Verlauf der auf Zellenoberflächen bezogenen Einstrahlung G_w auf die Brennbetttoberfläche, je nach Iterationslauf

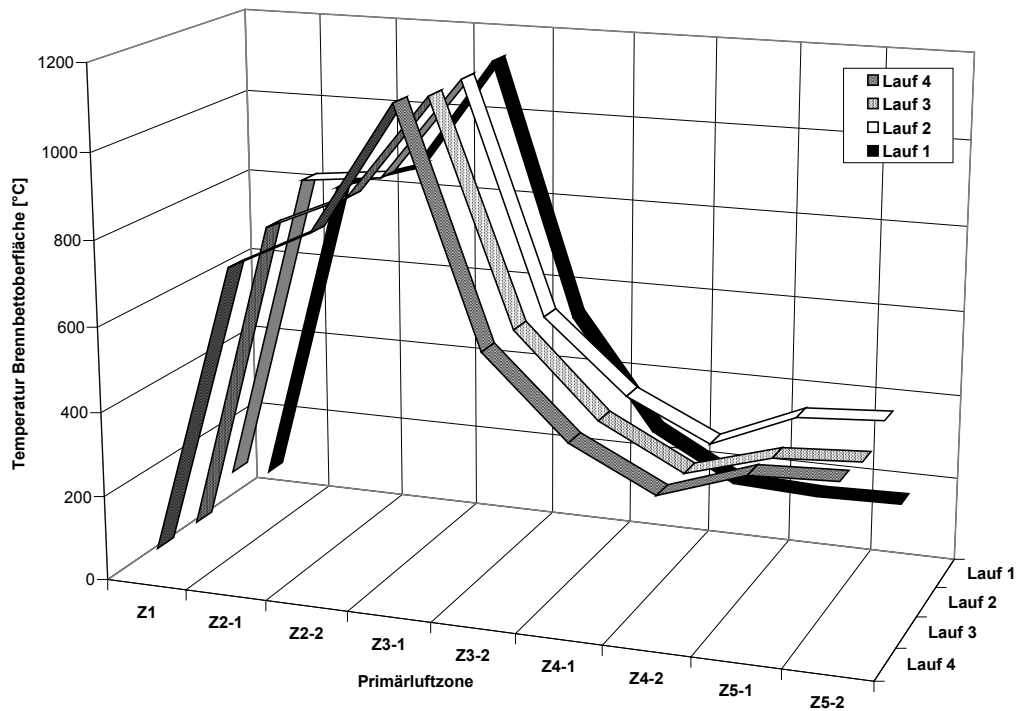


Abbildung 6-5: Kontinuierlicher Verlauf der jeweils zugrundeliegenden Temperaturverteilungen (Brennbett-oberfläche), je nach Iterationslauf

6.3.2 Quantitative Überprüfung der Oberflächentemperatur des Brennbetts

Für die bereits erwähnte Anlage 0 liegen charakteristische Betriebsdaten und Messwerte für die Oberflächentemperatur im Betrieb vor [MART03]. Die Temperaturmesswerte werden dabei über die Erfassung der Strahlung der Brennbett-oberfläche mit einer Infrarot-Kamera (IR-Kamera) be-
stimmt.

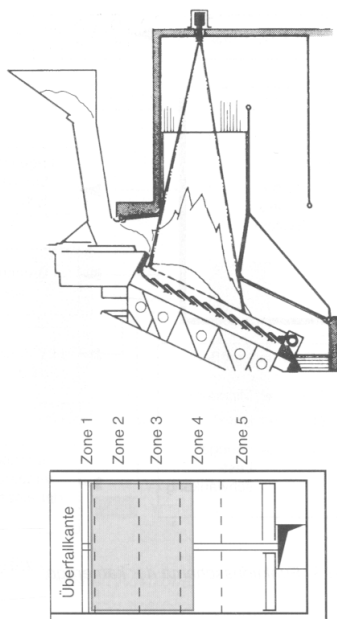


Abbildung 6-6 zeigt eine Prinzipskizze zur Temperaturerfassung mittels IR-Kamera.

Die Einflüsse durch Gas-, Staub- und andere Störstrahlung werden weitgehend durch Filter kompensiert, so dass der Fehler auf $\pm 10\%$ eingegrenzt werden kann [MART03]. Diese Anlagenkomponente wird zur Rege-
lung des Prozesses eingesetzt.

Es ist zu erkennen, dass die IR-Kamera die Zonen 1 bis 4 einsehen kann, wobei die letzte erfassbare Zone nur zu einem kleinen Teil (ca. ein Drittel) einsehbar ist.

Abbildung 6-6: Prinzipskizze zur eingesetzten IR-Kameratechnik [Busc93]

Abbildung 6-7 zeigt eine Gegenüberstellung von Messwerten mit Werten, die durch das Modell berechnet worden sind. In der Grafik sind jeweils die maximal und die minimal gemessene Temperatur pro Zone eingetragen. Für die beiden Extremwertreihen sind zudem die Fehlergrenzen von $\pm 10\%$ vom Messwert eingetragen. Die Zonen 2 bis 5 sind geteilt dargestellt.

Als Modellwerte sind der Lauf »Modell« (ohne CFD-Anbindung) und der »Lauf 4« (stationäre Lösung mit CFD-Anbindung) eingetragen.

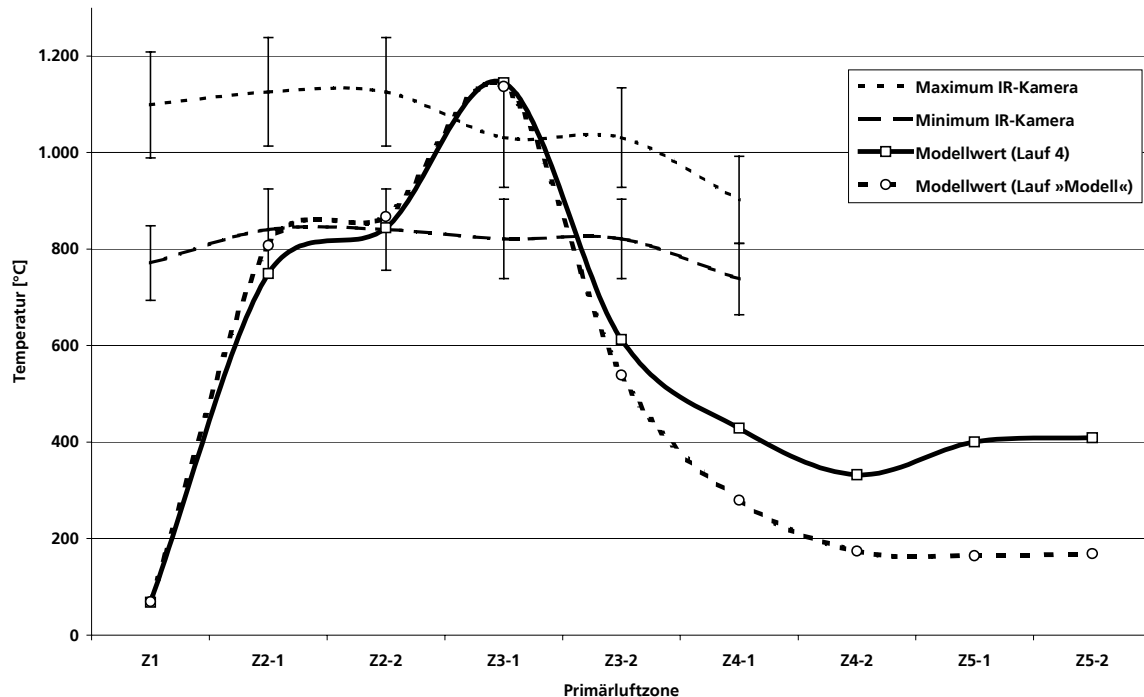


Abbildung 6-7: Gegenüberstellung von Mess- und Modellwerten (Anlage 0)

Es ist zu erkennen, dass für den Bereich der Hauptverbrennungszonen 2 und teilweise 3 eine quantitative Übereinstimmung zu finden ist, wenn die Fehlergrenzen einbezogen werden. Zudem ist in den Messwerten eine tendenzielle Absenkung der Temperatur zwischen den Zonen 2 und 3 zu erkennen, die vom Modell in entgegengesetzter Weise dargestellt wird.

Auffällig sind weiterhin die deutlichen Unterschreitungen der Modellwerte in Zone 1 (Trocknungs-, Entgasungszone) und in den Zonen 3-2 sowie 4.

Die Abweichung in der Zone 1 lässt sich darauf zurückführen, dass in der realen Anlage bereits eine oberflächliche Zündung des Abfalls mit einer sehr schmalen Zündfront einstellt, wohingegen beim Modell noch keine Zündung erfolgt, da das Volumen (bzw. der Feststoffgehalt) einer Berechnungszelle einen starken Temperaturanstieg verhindert.

Die negative Abweichung der Temperaturen in den Zonen 3-2 und 4 sowie der gegenläufige Trend in Zone 3-1 können auf einen prognostizierten starken Anstieg der Reaktion im Modell zurückzuführen sein, der dann im Folgenden zu einem starken Abfall der Temperatur führt. Gründe für dieses Modellverhalten liegen beispielsweise in den Abweichungen des Modellabfalls vom realen Abfall. So führt eine ungenaue Wahl des Verhältnisses des fixen zum flüchtigen Brennstoff (vgl. Abschnitt 6.1.5) zu einem lokalen Temperaturanstieg aufgrund von schnellerem Brennstoffumsatz.

Insgesamt aber prognostiziert das Modell in der für die praktischen Anwendungen wesentlichen Hauptverbrennungszone bereits ohne detaillierte Feineinstellung der Parameter hinreichend gut die tatsächlichen Verhältnisse. Durch eine weitere Analyse der Modelleingangsparameter lassen sich zukünftig Verbesserungen herbeiführen, die in spätere Rechnungen einfließen werden.

6.3.3 Qualitativer Vergleich mit typischen Beobachtungen in anderen Anlagen

In der Literatur lassen sich nur wenige Beispiele für Messungen in Abfallverbrennungsanlagen finden. Die dort gefundenen Werte sind jedoch nur qualitativ und deutlich eingeschränkt nutzbar, um beispielsweise maximale lokale Konzentrationen und Temperaturen zu bestimmen. Prinzipiell spielen aber die Einflüsse aus dem jeweiligen Abfall, dem geometrischen Konzept und dem Rostvermischungsverhalten eine zu große Rolle, um direkte Vergleiche ziehen zu können. Diese Angaben hingegen werden in den Publikationen zumeist nicht charakterisiert.

Tabelle 6-9 zeigt Ergebnisse von Gasphasenmessungen, die mittels Absaugpyrometer ca. 2m oberhalb der Rostoberfläche vorgenommen wurden. Diese Werte können als Tendenz gelten, in welche Richtung sich auch die Brennbetttemperaturen einstellen.

Tabelle 6-9: Messungen in der Gasphase direkt über dem Rost an der KVA Horgen [GRUB93]

Technologie	Vorschubrost, Mittelstromfeuerung, Abfall $H_u=10$ MJ/kg, Durchsatz 4,5 Mg/h					
Zone	Feuerraum	Zone 1	Zone 2	Zone3	Zone 4	Zone 5
Temperaturen über Brennbett (Gas)	1.050-950°C	920 - 850°C	1.020 - 950°C	950 - 890°C	850 - 800°C	680 - 600°C

Die Anlage verfügt über die Besonderheit, dass die zugeführte Primärluft in Verbrennungsluft und so genannte Plattenluft eingeteilt wird. Diese Plattenluft, die seitlich über dem Rost zugeführt wird, soll die Reaktion von ausgetriebenen Flüchtigen und Vergasungsprodukten mit Sauerstoff versorgen.

Im Prinzip lässt sich ein ähnliches Niveau wie in der modellierten Beispielanlage finden, was zunächst für eine gute grundsätzliche Übereinstimmung steht. Auffällig ist auch hier, dass bereits oberhalb der Zone 1 eine sehr hohe Temperatur herrscht. Auch hier ist aufgrund der hohen Strahlungseinwirkung eine bereits starke Ausgasung von Flüchtigen mit anschließender Zündung zu beobachten.

Weiterhin ist bemerkenswert, dass in der Zone 3 laut GRUBER teilweise Roststabtemperaturen bis ca. 1.000°C auftraten, die für eine sehr heiße Verbrennung mit Temperaturen deutlich über 1.000°C in diesem Bereich sprechen. In Kapitel 7 ist in Abbildung 7-45 das Temperaturprofil für alle drei horizontale Schichten der modellierten Anlage aufgetragen. Auch hier lassen sich in der untersten Schicht nach Durchzündung des Abfalls in Zone 2-2 sehr hohe Temperaturen (bis zu 1.100°C) erkennen.

Tabelle 6-10 zeigt ausschnittsweise Ergebnisse von umfangreichen Messungen in einer schwedischen Abfallverbrennungsanlage, die ebenfalls per Absaugpyrometer (ca. 1,50 oberhalb des Brennbetts) und ergänzend mit Thermoelementen (im Brennbett) durchgeführt wurden.

Es ist zu erkennen, dass die gemessenen Brennbetttemperaturen zum Teil deutlich unter den Gasphasentemperaturen liegen. Dies ist möglicherweise dadurch zu erklären, dass die eigentli-

che wärmeerzeugende Gasphasenreaktion erst oberhalb des Brennbetts einsetzt. Dies wird vermutlich durch den Einfluss der eingedüsten Sekundärluft weiter verstärkt.

Die relativ niedrigen Brennbetttemperaturen lassen sich entweder durch einen hohen Sauerstoffüber- oder -unterschuss erklären, wobei der nachfolgende Temperaturanstieg in der Gasphase oberhalb des Brennbetts auf einen primären Sauerstoffüberschuss hindeutet. Große Teile der Gasphasenreaktionen werden vom Brennbett in die freie Gasphase verlagert.

Die Ergebnisse zeigen aber prinzipiell, dass das erreichte Temperaturniveau in etwa dem oben berechneten, wenn auch am unteren Ende, entspricht.

Tabelle 6-10: Messungen in der Gasphase direkt über Rost durch DOS SANTOS [DosS91]

Technologie	Vorschubrost, Mittelstromfeuerung, Abfall $H_u=10,0$ MJ/kg, Durchsatz ca. 7 Mg/h			
Zone	Zone 1	Zone 2	Zone 3	Zone 4
Brennbetttemp. [K]	773 (500°C)	1.103 (830°C)	1.123 (850°C)	823 (550°C)
Temperatur über Brennbett (Gas) [K]	841 (568°C)	1.485 (1.212°C)	1.295 (1.021°C)	945 (672°C)
Temperatur in SL-Eindüsebene [K]	1.350 – 1.200 (1.080 – 930°C)			

Es wurde durch DOS SANTOS ergänzend festgestellt, dass die Rostasche mit einer Temperatur von 260-440°C das Rost verlässt, was auch in guter Übereinstimmung mit Abbildung 6-8 (Temperaturprofil des Feststoffs für das an ein CFD-Modell angekoppelte Brennbettmodell) zu erkennen ist.

6.3.4 Qualitativer Vergleich mit charakteristischen Phänomenen

Wie bereits in Abschnitt 3.2.4 ausgeführt, lassen sich spezifische Phänomene bei der Abfallverbrennung erkennen. Im Einzelnen sind dies:

- Wandernde Zündfront von Brennbettoberfläche zum Rostbelag,
- Temperaturabnahme im Bereich dominierender endothermer Vergasungsreaktionen bei Luftüberschuss $\lambda \ll 1$.

In Abbildung 6-8 ist das Temperaturprofil schichtweise im Brennbett für die zur Validierung herangezogene Anlage zu sehen. Es ist zu erkennen, dass zwar eine Zündung in der obersten Schicht einsetzt (Zone 2-1), aber bereits in Zone 2-2 ist eine Durchzündung bis auf die Rostoberfläche zu finden. Hier zeigt sich der deutliche Einfluss der Rostvermischung (Rückschubrost), der die Modellvorstellung der wandernden Zündfront überlagert. Die modellierte Anlage 3 (Walzenrost) in Abbildung 7-8 (Temperaturprofil), bei der die Rostvermischung kaum eine Rolle spielt, zeigt hingegen das Phänomen der wandernden Zündfronten mit einer hierarchischen Durchzündung sehr deutlich.

In Abbildung 6-8 ist in Zone 2-2 zudem zu erkennen, dass die höchste Temperatur in der untersten Schicht erreicht wird, was darauf zurückzuführen ist, dass dort eine vollständige Verbrennung unter Aufzehrung des Sauerstoffgehalts (vgl. Abbildung 6-9) stattfinden kann ($\lambda \gg 1$), wohingegen in den aufwärts folgenden Zonen nur endotherme Vergasungsreaktionen auftreten. Dies führt zu einem erkennbaren Temperaturabfall in Gasströmungsrichtung.

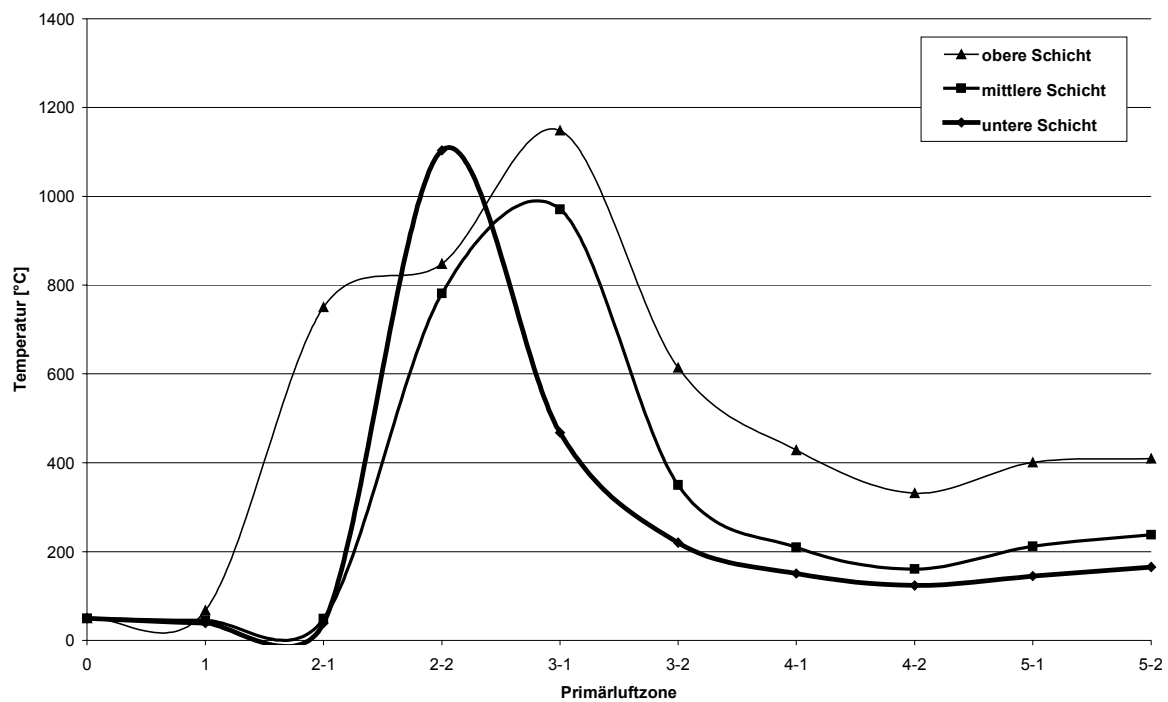


Abbildung 6-8: Temperaturprofil im Brennbett, Anlage 0, Lauf 4

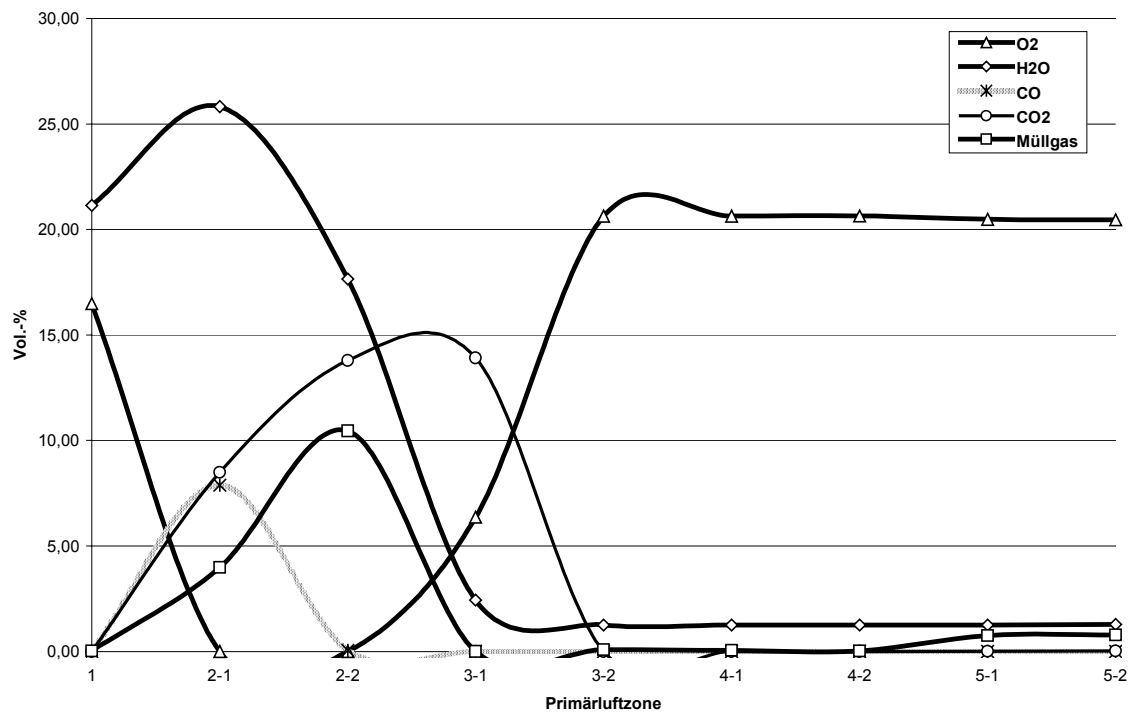


Abbildung 6-9: Gaskonzentrationsprofil Anlage 0, Lauf 4

6.3.5 Verweilzeit

HUNSINGER et al. haben in ihren Untersuchungen an einer Verbrennungsanlage im Technikumsmaßstab, welche mit einem Vorschubrost (Rostneigung 10°) ausgestattet ist, festgestellt, dass zwischen der über die Vorschubfrequenz und -länge kalkulierten und der gemessenen Verweilzeit ein von äußeren Einflüssen (Hublänge, -frequenz, Brennstoffqualität) unabhängiger und fast konstanter Wert (Schlupffaktor) von 1,8 einzubeziehen ist [HUNS99]. Nach SCHOLZ et al. und WIESE et al. hängt die Verweilzeit(-verteilung) vom eigentlichen Rostsystem, von der Neigung, vom Durchsatz und von der Abfallqualität ab [SCH01, WIES99]. Daher ist davon auszugehen, dass die kompakte Bauform der dort genutzten Technikumsanlage ebenso wie der aufbereitete Modellbrennstoff große Einflüsse auf die Verweilzeit ausüben. Der abgeleitete Schlupffaktor ist also nur mit Einschränkung zu gebrauchen.

Die beiden ersten Aspekte, die die Arbeitsgruppen um SCHOLZ und WIESE erarbeitet haben, sind im vorliegenden Modell erfasst. Der Durchsatz wird hingegen nicht erfasst, weil er einen geringeren Einfluss ausübt und streng genommen mathematisch-physikalisch nur durch Kräftebilanzen abzubilden ist. Die Abfallqualität (Korngrößen und -verteilung) beeinflusst insbesondere Entmischungsvorgänge und damit unterschiedliche Verweilzeitverteilungen für Kornklassen. Sie kann modellgemäß nicht mit vertretbarem Aufwand abgebildet werden.

Abbildung 6-10 zeigt die Auswirkung der gewählten Verweilzeitmodelle (VSR, RSR, WR) auf die berechnete Verweilzeit. Dabei ist die Rostneigung gegen den Quotienten aus berechneter und minimaler Verweilzeit (Gleichung 6-15) aufgetragen. Beim Rückschubrost (RSR) tritt zudem noch die Roststabneigung als weiterer Parameter auf. Dabei ist aber zu beachten, dass Parametersätze, in denen die Roststabneigung γ kleiner ist als die Rostneigung δ , physikalisch keinen Sinn ergeben. Zur Einschätzung des generellen Einflusses sind sie aber in der Abbildung 6-8 aufgeführt.

Eine weitere Einschränkung, die nicht in der Abbildung aufgeführt ist, ergibt sich bei zu großen Rostneigungen ($\delta > 45^\circ$). Hier wird der Einfluss der Hangabtriebskraft auf die Partikel so groß, dass dieser Einfluss nicht mehr zu vernachlässigen ist. Das hier gewählte Modell kann diesen Aspekt aber nicht erfassen.

Die Berechnung der minimalen theoretischen Verweilzeit auf Rostsystemen bestimmt sich über die folgende Gleichung, wobei abschnittsweise die Rostzonenlänge durch die jeweilige Rostzonen Geschwindigkeit dividiert wird:

$$\tau_{ges,min} = \sum_i \frac{l_{Rost,i}}{u_{Rost,i}} \quad (6-15)$$

Beim Walzenrost (WR) liegt modellgemäß kein Einfluss auf die Verweilzeit vor. Hier ist auch eine physikalische Grenze durch die Hangabtriebskraft gegeben.

Mit steigender Rostneigung (bzw. reiner Stabneigung bei horizontalem Rost) erhöht sich modellgemäß die Verweilzeit für den Vorschubrost (VSR). Dies ist darauf zurückzuführen, dass eine höhere Vermischungsleistung erreicht wird, da die reine Vortriebskomponente des Vorschubs abnimmt. Wie bereits gesagt, ist aber eine physikalische Obergrenze durch die Hangabtriebskraft gegeben. Beim so genannten Gegenlaufüberschubrost (Horizontalrost), der über eine ähnliche Technik verfügt, ist diese Beschränkung hingegen nicht gegeben.

Im Bereich typischer Rostneigungen von 10° bis 25° errechnet sich ein Verweilzeitverlängerungsfaktor von 1,10 bis 1,35. Diese Zahl weicht deutlich von dem von HUNSINGER bestimmten Schlupffaktor ab, wobei obige erwähnte Einflüsse geltend gemacht werden müssen.

Beim Rückschubrost sinkt mit steigender Rostneigung die Verweilzeit, weil die Vermischungskomponente des Rückschubs dadurch geringer wird. Mit abnehmender Roststabneigung hingegen steigt die Verweilzeit, was dem obigen Effekt entgegenwirkt. Im Bereich typischer Rückschubroste ergeben sich Verweilzeitverlängerungsfaktoren von ca. 1,75.

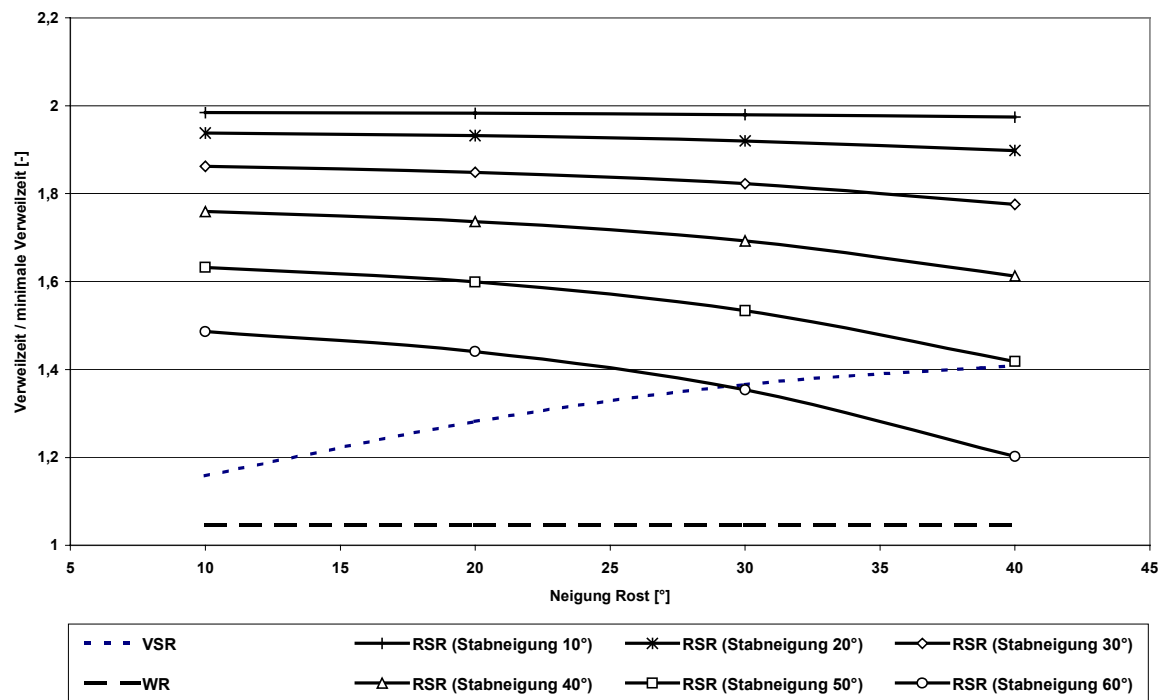


Abbildung 6-10: Zusammenhang zwischen Verweilzeit und Rost- bzw. Roststabneigung

Die Berechnungswerte für die Verweilzeit einer Anlage mit Rückschubrost (ca. 115min) und für eine Anlage mit Walzenrost (ca. 70min) liegen in einer vergleichbaren Größenordnung wie bei realen Anlagen mit diesen Rostformen [KELD03, KORA03].

7 Vorstellung und Diskussion von ausgewählten Modellergebnissen

Im vorliegenden Kapitel wird zunächst die vorgenommene Validierung zusammengefasst und bewertet. Anschließend werden zunächst Ergebnisse von typischen modellierten Anlagen verglichen und global diskutiert, wobei der Schwerpunkt auf Gaskonzentrationsprofilen liegt, die an der Grenze zwischen Brennbett und Gasraum das Brennbett verlassen. Diese Diskussion bezieht dabei auch die im Verlauf dieser Arbeit getroffenen Vereinfachungen und Annahmen mit ein, um zu bewerten, inwieweit die ursprünglichen Ziele erreicht worden sind.

Die anschließende detaillierte Diskussion von weiteren, ausgewählten Ergebnissen der modellierten Anlagen wird sich auf Einzelphänomene konzentrieren, um das Leistungsspektrum des Modells darzustellen und um auch in der Realität beobachtbare Abläufe nachzuvollziehen und zu erläutern.

Die Auswahl an typischen Anlagen wird so getroffen, dass die populärsten Förderprinzipien und die wichtigsten Feuerraumgestaltungen in entsprechenden Modellen umgesetzt werden. Zudem wird eine Gegenüberstellung von zwei Prozessvarianten, einerseits die Verbrennung (überstöchiometrische Verhältnisse auf dem Rost) und andererseits die Vergasung (unterstöchiometrisch), durchgeführt, um prinzipielle Unterschiede zu erarbeiten und zu verdeutlichen. Weitere Modellergebnisse sind zudem in [WOLF03] veröffentlicht.

Da die hier vorgestellten Anlagen bis auf die Validierungsanlage (Anlage 0) teilweise auf fiktiven Betriebsdaten beruhen, ist ein direkter Leistungsvergleich der Simulationsergebnisse untereinander weder möglich noch beabsichtigt.

Es wird im Folgenden keine Ankopplung an CFD-Simulationen vorgenommen, weil die Ergebnisse durch die im Modell integrierte eigenständige Modellierung der Gasphase auch alleinstehend untersucht werden können. Zudem ist in Kapitel 6 nachgewiesen worden, dass die modellierten Stützzellen für die Gasphase eine fundierte (Start-)Basis für den Strahlungswärmeaustausch liefern. Dies gilt insbesondere dann, wenn auch anlagenspezifische Besonderheiten wie beispielsweise die Eindüsung von Schleier- oder Sekundärluft in der Brennkammer berücksichtigt werden.

7.1 Zusammenfassende Bewertung der Validierung

Die Ergebnisse der in Abschnitt 6.3 durchgeführten Validierung zeigen trotz der noch nicht hinreichenden externen Daten und Datenquellen, dass das Modell in der Lage ist, typische Betriebsergebnisse nachzubilden. Dabei werden nicht nur kennzeichnende Temperatur- und Konzentrationsprofile, sondern auch Verweilzeiten und grundlegende Phänomene realitätsnah abgebildet. Abweichungen lassen sich dabei teilweise durch die Qualität der externen Daten, aber auch durch die noch zu verfeinernde Parametereinstellung des Modells erklären.

Es zeigt sich ebenfalls, dass einerseits die frei verfügbaren Validationsdaten und andererseits die herangezogene Methodik zur Beschaffung von Messwerten (hier: Oberflächentemperaturmessung) nur zu eingeschränkten Bewertungen genutzt werden können.

Prinzipiell sind weitergehende Messreihen notwendig, die auch einen Blick in die Abläufe im Brennbett erlauben. Laborversuche können hier aber nur Aussagen mit beschränkter Übertragbarkeit liefern, da sich im Laborversuch die sich überlagernden Effekte nicht vollständig simulieren lassen (vgl. Rostvermischungsaktivität und Zündfrontbewegung, Abschnitt 6.3.4).

Die Anbindung an ein CFD-Modell lässt sich problemlos gestalten, wobei sich der Zusatzaufwand gegenüber einer konventionellen einfachen Simulation (ohne Brennbettmodell) in Grenzen hält. Das beruht vor allem darauf, dass jeweils kein »Kaltstart« der Simulation erforderlich ist, sondern die Ergebnisse der vorherigen Simulation als Startwerte genutzt werden können. Die Berechnungszeit verringert sich dadurch erheblich.

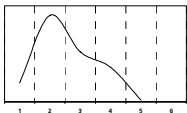
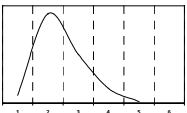
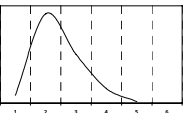
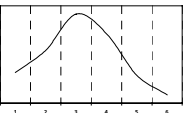
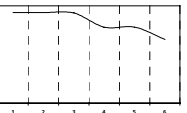
Es zeigt sich, dass die modellhafte Berücksichtigung des Strahlungsaustauschs zwischen Brennbett und Gasphase eine notwendige Maßnahme ist, um die Temperatur- und auch die Konzentrationsprofile zu bestimmen. Dabei stellt die hier vorgenommene Modellierung bereits eine gute Basis bereit, mit der erste »benutzbare« Ergebnisse möglich sind.

Insgesamt zeigt das Modell gute und auch anwendungsfreundliche Ergebnisse, wobei sowohl bei der Verfeinerung einzelner Modelle als auch bei der Aufnahme von Messwerten für eine weitere Modellanpassung noch Entwicklungsarbeit geleistet werden muss.

7.2 Basisdaten der modellierten Anlagen

Tabelle 7-1 zeigt zunächst die Basisdaten, auf denen die jeweiligen Modellergebnisse beruhen, die in den folgenden Abschnitten beschrieben werden. Diese Daten sind bis auf die für Anlage 0 (Validierungsanlage) nur gute Schätzwerte, da sie grundsätzlich aus Anlagenbetreiber und -bauer-Know-how bestehen und somit nicht öffentlich verfügbar sind.

Tabelle 7-1: Wesentliche Eigenschaften und Charakteristika der betrachteten Anlagen

Art	Anlage 0 (Validierung)	Anlage 1a	Anlage 1b	Anlage 2	Anlage 3
Feuerraum	Mittelstrom	Mittelstrom	Mittelstrom	Mittelstrom	Gleichstrom
Rostförderprinzip	Rückschub	Rückschub	Rückschub	Vorschub	Walzen
Durchsatz, Heizwert	ca. 14 Mg/h, ~10.700 kJ/kg	ca. 7 Mg/h; ~11.000 kJ/kg	ca. 7 Mg/h, ~11.000 kJ/kg	ca. 7 Mg/h, ~11.000 kJ/kg	ca. 22 Mg/h, ~11.000 kJ/kg
Luftüberschuss, Verteilung SL/PL	1,6 32% / 68%	1,7 35% / 65%	1,4 35% / 65%	1,7 30% / 70%	2,0 30% / 70%
Primärluftzonen	5	5	5	6*	6*
Primärluftverteilung, exemplarisch					
Rostneigung	26°	26°	26°	10°	20°
Besonderheit	-	überstöchiometrische Verbrennung auf Rost ($\lambda_{PL}=1,11$)	unterstöchiometrische Vergasung auf Rost ($\lambda_{PL}=0,91$)	Kondition ähnlich Anlage 1a, aber andere PL-Verteilung	sehr hoher Luftüberschuss

* Da die Anlagen 2 und 3 über sechs Rostzonen verfügen, steht in der Notation die Zone 5-1 für die reale Zone 5 und 5-2 für die folgende Zone 6.

7.3 Ergebnisse und globale Diskussion der Modellrechnungen

Die Ergebnisse für die Anlage 0 sind bereits Rahmen der Überprüfung der Eignung des Modells diskutiert und für eine Validierung herangezogen worden (vgl. Abschnitt 6.3). Daher wird an dieser Stelle auf eine weitere Diskussion verzichtet.

In Tabelle 7-2 sind für die modellierten Anlagen zunächst zwei typische Modellergebnisse (Verweilzeit, Glühverlust) aufgeführt, die offenbar miteinander korreliert sind. So zeigen die Anlagen mit Rückschubrost eine signifikant höhere Verweilzeit als die beiden Anlagen mit den konkurrierenden Förderprinzipien. Dies ist direkt verbunden mit einem Sprung in der Qualität der Rostasche, die am Rostende anfällt. Andere Korrelationen sind zunächst nicht direkt abzuleiten, da ebenfalls Luftmenge und -verteilung ins Kalkül einbezogen werden müssten.

Tabelle 7-2: Berechnete Modellergebnisse

Art	Anlage 0 (Validierung)	Anlage 1a	Anlage 1b	Anlage 2	Anlage 3
Verweilzeit	123 min	118 min	118 min	96 min	80 min
Glühverlust Rostasche	0,82 Gew.-%	0,51 Gew.-%	0,58 Gew.-%	1,91 Gew.-%	1,35 Gew.-%

Es zeigt sich somit, dass der besondere Einfluss der Förder- und Vermischungsart, der im Rahmen der in dieser Arbeit durchgeführten Analyse aufgezeigt wird, basierend auf der Modellierung auch im Ergebnis der Modellrechnungen wiederzufinden ist. Dies ist insbesondere vor dem Hintergrund bemerkenswert, dass einige andere Modellvorstellungen darauf verzichten, die Vorgänge im Abfallbett zu berücksichtigen und damit einen wesentlichen Aspekt ausblenden (vgl. Abschnitt 4.3).

Die folgenden Abbildungen 7-1 bis 7-4 zeigen jeweils das gemittelte Gaskonzentrationsprofil direkt über dem Brennbett. Auf der Abszisse sind die einzelnen Primärluftzonen aufgetragen, während auf der Ordinate die jeweils pro Zone erreichten Konzentrationswerte der dominierenden Verbrennungsprodukte CO₂, CO, H₂O, Flüchtige (Müllgas) und zusätzlich O₂ abgetragen sind.

Anlage 1a

In Abbildung 7-1, die das Profil für Anlage 1a zeigt, ist zunächst auffällig, dass die Sauerstoffkonzentration bereits ab Ende der dritten Rostzone (Zone 3-2) den Ursprungswert von ca. 21 Vol.-% erreicht hat und somit die Verbrennungsreaktionen des Abfalls abgeschlossen sind. Die zu Grunde liegende Mittelstromfeuerung und die voreingestellte Primärluftverteilung legen auch eindeutig den Verbrennungsschwerpunkt in diesen Bereich. Die anschließende Zone 4 und teilweise auch Zone 5 werden hier vorrangig für die Aschekühlung genutzt.

Vor diesem Hintergrund ist es interessant, dass in Tabelle 7-2 für diese Anlage noch ein Glühverlust größer Null, und damit Restbrennstoff, festzustellen ist. Abbildung 7-13 zeigt, dass der Glühverlust auf nicht ausgetriebene Flüchtige zurückzuführen ist.

Eine mögliche Erklärung dafür, dass der Wärmeeintrag zum Austreiben der Flüchtigen ab einer bestimmten Rostposition nicht groß genug ist, weil der kühlende Effekt durch eingetra-

gene Primärluft insbesondere in den unteren Schichten im Verhältnis zur freiwerdenden Reaktionswärme überwiegt. In Abbildung 7-1 ist in den Zonen 5-1 und 5-2 zu erkennen, dass die Konzentration an Flüchtigen im Rauchgas abermals ansteigt, was darauf zurückzuführen ist, dass kaum noch kühlende Primärluft in diesen Bereich eingebracht wird und so eine Restentgasung durch die latente Wärme der Asche und durch Wärmeeinstrahlung aus dem Feuerraum einsetzt.

Ebenso ist es durchaus möglich, dass die Wahl des Verteilungsparameters zwischen zellulose- und nicht-zellulosehaltigen Komponenten der Flüchtigen (vgl. Tabelle 6-8) nicht hinreichend ist, so dass die eher »schwerflüchtigen« Komponenten bis zum Schluss überwiegen.

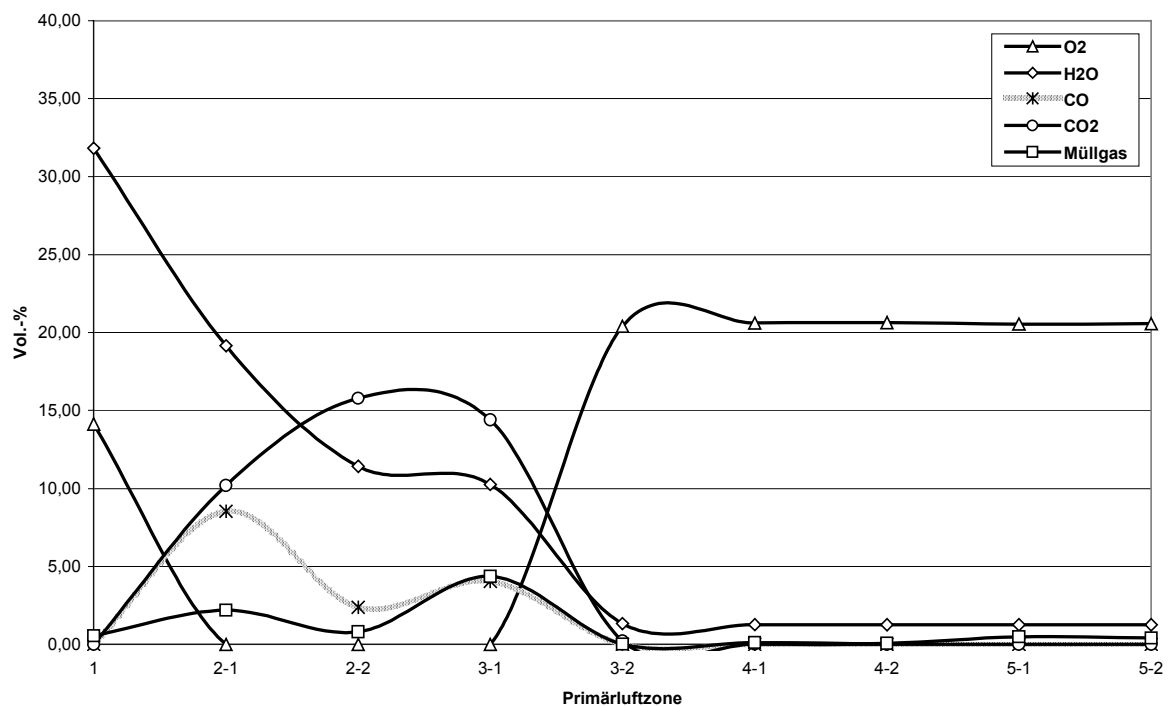


Abbildung 7-1: Gaskonzentrationsprofil Anlage 1a

Wie bereits oben erwähnt, liegt die Hauptverbrennung in der Zone 2 bis zum Anfang der Zone 3, was auch durch die eingestellte Primärluftverteilung impliziert wird. Gekennzeichnet ist diese Zone durch einen sehr niedrigen O₂-Wert, der aufgrund einer hohen Umsatzrate zu einem hohen CO₂-Gehalt führt. In diesem Bereich treten auch vermehrt CO und Müllgas aus dem Bett aus, da der Sauerstoff lokal in den frei durchströmbaren Brennbettlücken bereits verbraucht ist.

Die Trocknung des Brennstoffs, hier charakterisiert durch den fallenden Gehalt an gasförmigem H₂O im Rauchgas, findet zügig im Bereich der ersten beiden Zonen statt. In der ersten Zone ist sogar ein recht hoher Gehalt von ca. 32 Vol.-% festzustellen, der aber dadurch relativiert wird, dass nur ein geringer Gesamtvolumenstrom in diesem Bereich austritt. Auffällig ist zudem, dass die Freisetzung von H₂O selbst im Bereich der Hauptverbrennungszone noch signifikant hoch ist. Dies ist auf die Produktion von H₂O durch die Abreaktion von Müllgas und auch auf die noch stattfindende Trocknung zurückzuführen. Dies konnten auch HUNSINGER et al. an der Technikumsanlage TAMARA beobachten [HUNS00-2].

Die vergleichsweise ungleichmäßigen Verläufe von CO und Müllgas (lokale Minima) beruhen auf jeweils besonderen lokalen Kombinationen von Sauerstoffangebot, Temperatur und Freisetzungsrate. Sie werden daher im nächsten Abschnitt detaillierter erläutert. Prinzipiell zeigen sie aber erwartungsgemäß ihre Maxima im Bereich des Sauerstoffmangelgebiets und damit der Hauptverbrennungszone.

Anlage 1b

Abbildung 7-2 zeigt für Anlage 1b die gemittelten Gaskonzentrationen oberhalb des Brennbetts. Anlage 1b ist dadurch gekennzeichnet, dass sie gegenüber Anlage 1a über einen abgesenkten Luftüberschuss verfügt. Die spezifische Luftverteilung hingegen ist identisch. Dieser gewählte Luftüberschuss ist technisch bedeutsam, da er genau zu den geforderten, minimal notwendigen sechs Volumenprozent Sauerstoff im Abgas führt.

Im direkten Vergleich von Abbildung 7-2 zu Abbildung 7-1 ist zunächst zu erkennen, dass ein geringeres CO_2 -Niveau bei gleichzeitiger Erhöhung der Konzentration an CO und Flüchtigen (Abbildung 7-26 und 7-34) erreicht wird. Aber auch hier ist ein Ausbrand bis zur Mitte der Zone 3 zu erwarten, wobei die Hauptverbrennungszone (O_2 -Gehalt $\ll 21$ Vol.-%) gegenüber Anlage 1a etwas verlängert ist.

Der Ausbrand des Abfalls ist gegenüber Anlage 1a nur geringfügig schlechter (vgl. Tabelle 7-2), wobei auch hier der Restgehalt an Flüchtigen verantwortlich zeichnet. Somit ist ebenfalls in den Zonen 5-1 und 5-2 ein Anstieg der Restentgasung festzustellen.

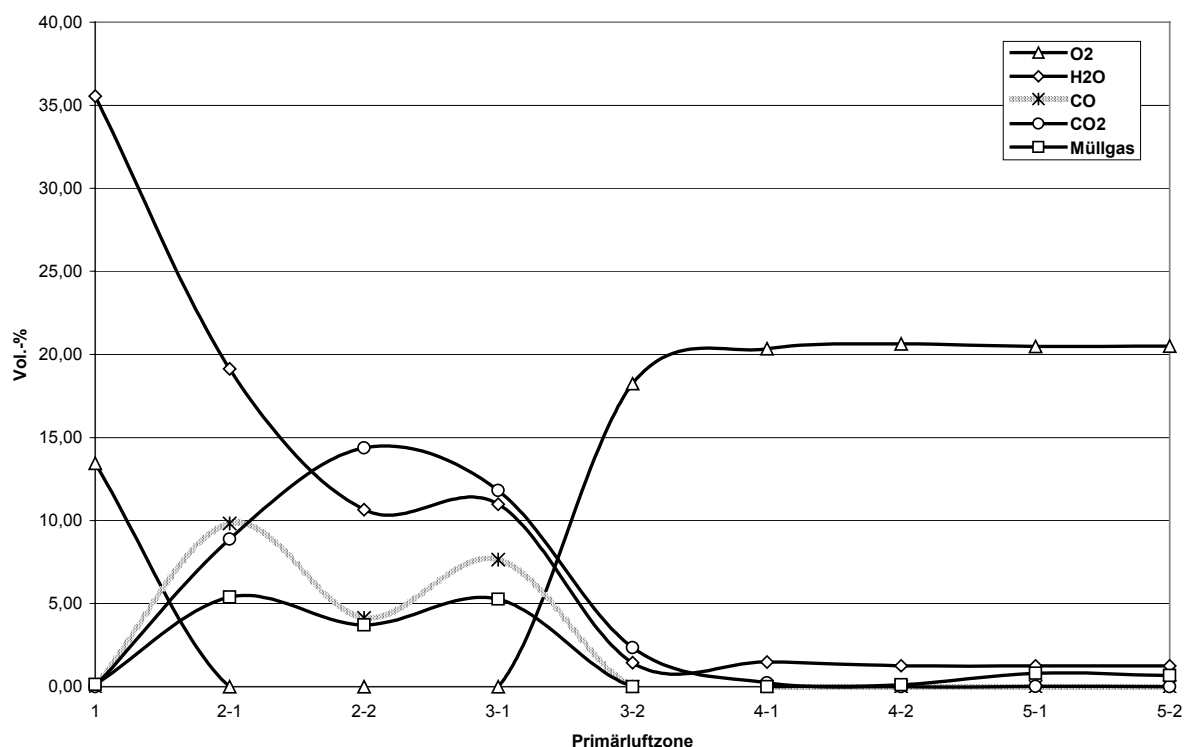


Abbildung 7-2: Gaskonzentrationsprofil Anlage 1b

Festzustellen bleibt, dass durch die knapp 18%ige Verringerung des gesamten Luftüberschusses λ von 1,7 auf 1,4 der Prozess als weiterhin stabil vorhergesagt wird und dass sich nur die Niveaus einzelner Gasphasenbestandteile verändern. Eine Verschiebung der Profile zum Rostan-

fang oder zum Rostende ist nicht zu beobachten. Dieses Ergebnis ist insbesondere vor dem Hintergrund einer möglichen primärseitigen Minderung von Schadstoffen (beispielsweise NO_x) wertvoll.

Anlage 2

Abbildung 7-3 zeigt das Gaskonzentrationsprofil für die modellierte Anlage 2, die sich gegenüber den Anlagen 1a und 1b im Wesentlichen durch ein anderes Förderprinzip und eine andere Luftverteilung unterscheidet.

Ähnlich zu den Anlagen 1a und 1b ist in Abbildung 7-3 zu erkennen, dass in den ersten Zonen bis einschließlich Zone 3-2 kaum Sauerstoff aus dem Brennbett austritt. Festzustellen ist auch, dass die Hauptverbrennungszone länger als bei den vorhergehenden Anlagen gestreckt ist. Das ist einerseits auf das veränderte Angebot an Sauerstoff aus der Primärluftverteilung und andererseits auch auf die modellgemäß geringer Vermischungsaktivität (im Vergleich Vorschub versus Rückschub, vgl. Abbildung 6-10) zurückzuführen, die den Umsatz an Brennstoff beeinflusst.

Das absolute Maximum an CO_2 wird erst in Zone 3-2 erreicht, wobei im Profil ein zweites lokales Maximum in Zone 2-1 erreicht wird. Ein weiterer wesentlicher Unterschied sind die großen Anteile an Flüchtigen (Müllgas) und CO in den Zonen 2-1 bis 3-1. Diese Beobachtungen sind ebenso auf das lokal geringere Sauerstoffangebot gegenüber den Anlagen 1a und 1b zurückzuführen. Für die Auslegung einer solchen Anlage können hier wertvolle Ergebnisse gewonnen werden.

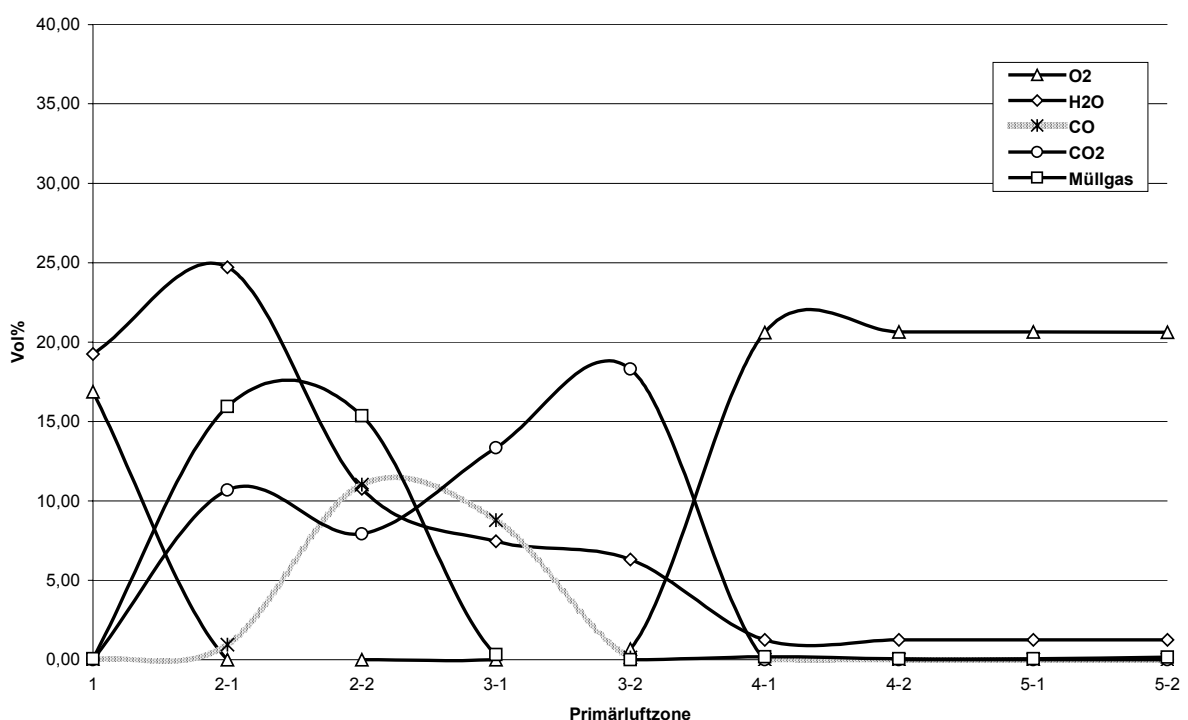


Abbildung 7-3: Gaskonzentrationsprofil Anlage 2

Die Freisetzung dieser großen Mengen an brennbaren Gasen in die Gasphase und damit den Feuerraum kann prinzipiell problematisch werden, wenn sie beispielsweise zu einer Flamme im direkten Bereich einer Wand führt. Eine Gegensteuerung kann beispielsweise durch eine

Erhöhung der Rostfördergeschwindigkeit im Bereich der Zonen 2 und 3 oder durch eine Erhöhung der lokalen Primärluftmenge erfolgen.

Gegenüber dem H_2O -Profil der Vergleichsanlagen 1a und 1b zeigt sich in Abbildung 7-3 zunächst in Zone 1 ein geringerer Wert, was auf den vergleichsweise höheren Volumenstrom an Primärluft und auch auf die geringeren Temperaturen (vgl. Abbildungen 7-5 und 7-6 zu 7-7) in diesem Bereich zurückzuführen ist. Zudem ist dieses Profil länger in Richtung Rostende gestreckt, was auf eine insgesamt langsamere Trocknung durch geringere Vermischung und auf einen vollständigen Umsatz von freigesetztem Müllgas zu H_2O und CO_2 im Bereich der Zone 3-2 schließen lässt.

Zudem ist zu erkennen, dass keinerlei »Restentgasungsaktivität« in den letzten Zonen eintritt. Eine mögliche Erklärung ist die geringere Temperatur der Anlage 2 in diesem Bereich, da hier noch Kühlluft zur Aschekühlung eingebracht wird. Dies führt sicherlich zu dem bereits in Tabelle 7-2 konstatierten höheren Glühverlust der hier anfallenden Rostasche.

Anlage 3

Abbildung 7-4 zeigt das Gaskonzentrationsprofil der Anlage 3. Es fällt zunächst der hohe Anteil an CO auf, der sich insbesondere in Zone 3-2 durch einen sehr hohen Spitzenwert auszeichnet. Hier zeichnet das Boudouard-Gleichgewicht von CO und CO_2 bei Abwesenheit von O_2 verantwortlich. In Abhängigkeit der vorherrschenden Temperatur stellt sich ein besonderes Gleichgewicht ein, wenn eine ausreichende Verweilzeit gegeben ist. Die durch den O_2 -Mangel begünstigten endothermen Vergasungsreaktionen lassen sich in dieser Zone dazu korrespondierend durch einen Temperaturabbau von der untersten zur obersten Schicht feststellen (Abbildung 7-8).

Das Gaskonzentrationsprofil zeigt sich allgemein deutlich von der im Vergleich zu den vorher dargestellten Anlagen eher gleichmäßigen Primärluftverteilung beeinflusst (vgl. Tabelle 7-1), die sich durch hohe Emission von brennbaren Gasen in den ersten Rostzonen und einer weit zum Rostende gezogenen Verbrennung auszeichnet.

Die Hauptverbrennungszone zieht sich bis in die Zone 4-2 und hat damit die vergleichsweise längste Ausprägung erreicht. Auffällig ist weiterhin, dass die Freisetzung von H_2O zunächst spezifisch geringer ist als bei den Anlagen 1a und 1b, dann aber quasi aufholt und gleichzieht. Hervorzuheben ist dann die in Zone 3-2 folgende Unterschreitung des zu erwartenden minimalen H_2O -Gehalts im Rauchgas. Dies ist auf die einsetzende, endotherm wirkende Wassergasreaktion zurückzuführen, die weitestgehend den H_2O -Gehalt konsumiert. Dies korrespondiert mit einer hohen H_2 -Produktion (vgl. Abbildung 7-24).

Insgesamt führen einerseits die homogenere Primärluftverteilung und andererseits die schlechte Vermischungseigenschaft des Walzenrosts zu den oben erwähnten Abweichungen gegenüber den anderen vorgestellten Anlagen. Die geringere Vermischungsaktivität verstärkt den Einfluss der üblicherweise geringen Wärmeleitfähigkeit des Abfalls und führt damit auch zu dem verzögerten Einsetzen der Verbrennungsreaktionen.

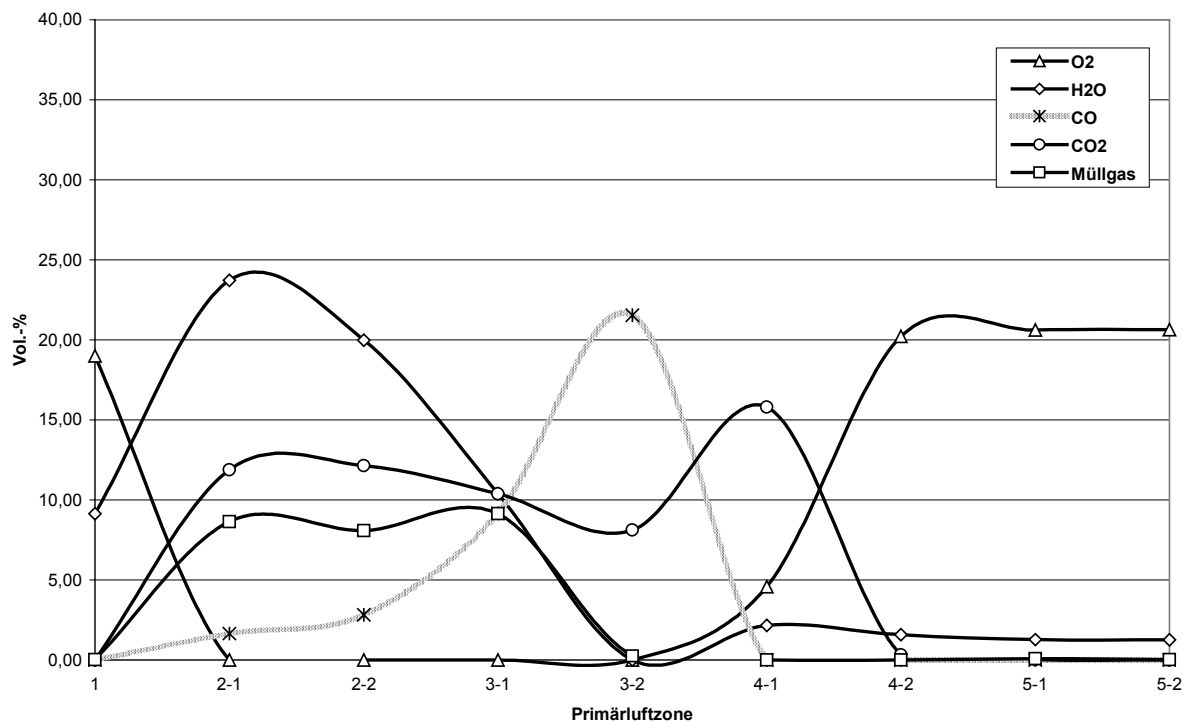


Abbildung 7-4: Gaskonzentrationsprofil Anlage 3

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die Wahl der Geometrie des Feuerraums und des Rostförderprinzips einen großen Einfluss auf die Freisetzung von Gasbestandteilen über die Rostlänge haben. Zusammen mit anderen Parametern (beispielsweise Primärluftverteilung), die teilweise eng mit der Wahl der oben genannten technischen Auswahlmöglichkeiten zusammenhängen, ergeben sich klare Unterschiede.

Zudem zeigen sich deutliche Einflüsse durch die Veränderung von Prozessgrößen, wie hier am Beispiel des Luftüberschusses λ gezeigt. Diese Ergebnisse lassen den Schluss zu, dass mit dem vorliegenden Modell bereits am »Reißbrett« verschiedene Prozessvarianten, insbesondere auch im Hinblick auf die Bewertung von Methoden zur primärseitigen Minderung von Schadstoffen, wissenschaftlich beleuchtet werden können. Ergänzend dazu können bereits in diesem Stadium auch erste Aussage zur Qualität der anfallenden Rostasche abgeleitet werden.

Als Erkenntnis für die Auslegung kann den Ergebnissen weiterhin entnommen werden, dass in Erwartung der vorgegebenen Abfallqualität die Rostlänge verkürzt werden kann. Dabei ist aber eine Differenzierung zwischen den einzelnen Rostarten vorzunehmen, da diese »verkürzbare« Länge ergebnisgemäß vom Förderprinzip abhängt. Es sollte aber nicht außer Acht gelassen werden, dass im Prinzip immer mit punktuell schlechter ausbrennenden Abfällen zu rechnen ist und somit eine gewisse Rostlänge als Ausbrandreserve vorzuhalten ist.

7.4 Detaillierte Diskussion der Modellrechnungen

Das erstellte Modell ist aufgrund seiner dreidimensionalen Ausgestaltung in der Lage, auch Profile in der Tiefe (z-Achse) zu erzeugen. Aufgrund einer besseren Übersichtlichkeit wird im Folgenden ausschließlich die mittlere Ebene (Koordinatenpunkt $z=3$) in den Abbildungen wiedergegeben. Damit wird die Darstellung auf eine zweidimensionale Wiedergabe beschränkt.

Zudem ist teilweise eine Zone 0 mit auf der Abszisse zu finden, die den Ausgangszustand des Brennstoffes vor der Aufgabe auf den Rost kennzeichnet.

Temperaturprofile

Die folgenden Abbildungen 7-5 bis 7-8 zeigen auf der Abszisse wiederum die jeweiligen Primärluftzonen, während auf der Ordinate die Temperaturen im Brennbett abgetragen sind. Dort ist neben den drei modellierten Schichten des Brennbetts (obere, mittlere und untere Schicht) auch die Temperatur in der Gasphase oberhalb des Brennbetts im Feuerraum aufgeführt.

In Abbildung 7-5, welche das Temperaturprofil für Anlage 1a zeigt, ist eine deutliche Temperaturzunahme zunächst nur für die obere Schicht zu erkennen. Die mittlere und die untere Schicht folgen erst in einem bestimmten Abstand. Dieser Ablauf wird durch die hohe Strahlungsintensität aus dem Feuerraum hervorgerufen, so dass die obere Schicht eine Temperaturzunahme erfährt. Der Wärmeeintrag lässt aber eine Zündung in dieser Schicht in Zone 1 noch nicht zu. Der Abstand zu den tiefer liegenden Schichten ist dann einerseits auf die starke Trocknungsaktivität zurückzuführen, die viel Wärme konsumiert, und andererseits auf die geringe Wärmeleitung im Abfallbett, welche nur geringe Wärmeströme zulässt. Selbst die starke Quervermischung der hier genutzten Rostart kann diese starke Temperaturschichtung zunächst nicht auflösen. Eine Spitzentemperatur von ca. 1200°C wird in der oberen Schicht in Zone 2-2, also in der Hauptverbrennungszone, erreicht.

Auffällig ist die leichte Temperaturabsenkung von der unteren zur mittleren Schicht in Zone 3-1. Diese Absenkung weist auf endotherme Reaktionen (Wassergas, Boudouard; vgl. Abschnitt 5.4.6.3) hin. Dies kann durch ein offensichtliches Absinken der CO_2 -Konzentration (Abbildung 7-37) und einen Anstieg der CO -Konzentration in Zone 2-2 in der mittleren Schicht belegt werden. Es ist kein Anstieg der H_2 -Konzentration in Abbildung 7-21 festzustellen, so dass nur die Boudouard-Reaktion für diese Temperaturabsenkung verantwortlich zeichnet.

Ergänzend dazu sorgen die in Zone 3-1 einsetzenden exothermen Reaktionen, die weitgehend den verfügbaren Sauerstoff konsumieren (Abbildung 7-41), in der unteren Schicht für den Temperaturspitze in diesem Bereich. Die verursachenden Reaktionen sind die partielle Oxidation von fixem Kohlenstoff und die homogene Fluchtigenverbrennung.

Nach der Zone 3-1, in der alle Schichten ein hohes Temperaturniveau erreicht haben, fallen die mittlere und die untere Schicht wieder deutlich zurück, was auf die abgeschlossenen Reaktionen und die kühlende Wirkung durch Primärluft zurück zu führen ist. Die oberste Schicht steht weiterhin im Strahlungsaustausch mit dem Feuerraum und stagniert daher auf hohem Niveau. Die Wärmeleitung ist weiterhin nicht in der Lage, die tiefer liegenden Schichten aufzuheizen.

Das Temperaturprofil für den Feuerraum zeigt ein für eine Mittelstromfeuerung typisches Profil mit dem Schwerpunkt in den Zonen 1 bis 3. Ab Zone 3-2 ist ein deutlicher Abfall zu erkennen, der auf die bereits abgeschlossenen exothermen Reaktionen im vorderen Rostbereich zurück zu führen ist. Interessanterweise ist in Zone 3-2 die Temperatur im Brennbett höher als in der Gasphase. Dies ist auf die Mischung der heißen, aus dem Brennbett aufsteigenden Gase mit kühleren Rauchgasen aus dem hinteren Rostbereich zurück zu führen.

Das Temperaturprofil für Anlage 1b in Abbildung 7-6 zeigt markante Unterschiede zu Abbildung 7-5. So ist zunächst zu erkennen, dass die Temperatur in der überliegenden Gasphase insbesondere im vorderen Rostbereich deutlich niedriger ist (um bis zu 200°C). Zudem dominiert nicht mehr eine Spitzentemperatur in der oberen Schicht, sondern vielmehr Temperaturen in der mittleren und unteren Schicht (Zone 2-2 und Zone 3-1). Dafür sind die überlagernden, endotherm wirkenden Vergasungsprozesse verantwortlich, die in der oberen Schicht für eine Temperaturabsenkung sorgen. Flankierend dazu belegen das H₂-Profil in Zone 3-1 (Spitzenwert in der mittleren Schicht) und das CO₂- sowie das CO-Profil in Zone 2-2 und 3-1 die einsetzenden endothermen Reaktionen (vgl. Abbildungen 7-22, 7-34, 7-38).

Einhergehend mit der niedrigeren Feuerraumtemperatur steigt auch im Brennbett in der oberen Schicht die Temperatur deutlich langsamer an. Daran wird nochmals die wesentliche Bedeutung der Berücksichtigung des Strahlungsaustausches im Rahmen der Modellierung deutlich.

Die theoretisch mögliche Steigerung der Verbrennungstemperatur bei einer Absenkung des Luftüberschusses λ von 1,7 auf 1,4, also im überstöchiometrischen Bereich von $\lambda > 1$, trifft im vorliegenden Fall praktisch nicht zu. Ausschlaggebend dafür ist die Aufteilung der gesamten Verbrennungsluft auf Sekundär- sowie Primärluft und auch die Luftverteilung über die Rostlänge. So gewinnen an ausgewählten Positionen endotherme Prozesse die Oberhand und senken die Temperatur lokal ab. Wie bereits oben erläutert, könnte sich diese Prozessführung daher dafür eignen, eine NO_x-arme Vergasung bzw. Verbrennung zu erreichen, so dass nachgeschaltete Maßnahmen zur NO_x-Reduktion mindestens erleichtert werden.

Das Temperaturprofil in Abbildung 7-7 zeigt für die Anlage 2 zunächst ein vergleichsweise niedriges Niveau für die Gasphasentemperatur oberhalb des Brennbetts. Dies ist auf das im vorderen Rostbereich lokal geringe Sauerstoffangebot und die damit unvollständig abgelaufenen Reaktionen zurück zu führen (Abbildung 7-43). Die Wärmefreisetzung wird somit in andere Bereiche (beispielsweise die Nachbrennzone) verlagert.

Auffällig ist hier zudem, dass das Temperaturmaximum im Brennbett gegenüber den Anlagen 1a und 1b weiter zum Rostende verlagert ist. Dieser Effekt ist sicherlich neben einer anderen Primärluftverteilung auch auf die geringere Vermischungsleistung und damit die geringere Einmischung von bereits gezündeten Brennstoffbereichen in die unteren Schichten zurück zu führen.

Es sind in diesem Bereich maximale Temperaturen von über 1.000°C zu registrieren, die auf eine lokale nahstöchiometrische Verbrennung hindeuten. Auch in diesem Temperaturprofil lassen sich lokal endotherme Reaktionen ablesen (Zone 2-2 und 3-1), welche durch H₂-Emissionen und entsprechende CO-/CO₂-Profile bestätigt werden (vgl. Abbildung 7-23, 7-35, 7-39).

Das Temperaturprofil in Abbildung 7-8 für Anlage 3 zeigt gegenüber den vorhergehend charakterisierten Anlagen ein auffälliges, durchgehend hohes Temperaturniveau in der Gasphase, was auf die Gleichstromführung zurück zu führen ist. Dies führt dazu, dass die obere Brennstoff-/ Ascheschicht bis zum Rostende ebenfalls auf einem hohen Temperaturniveau liegt. Diese Eigenart der Gleichstromfeuerung kann beispielsweise für Qualitätsverbesserungen der Rostasche durch Sintern genutzt werden.

Im Bereich des Rostanfangs hingegen ist die Temperatur vergleichsweise niedrig. In diesem Bereich wird eine große Primärluftmenge eingebracht, deren »Kühleffekt« die Temperatur niedrig hält. Das verzögert wiederum die Trocknung (vgl. Abbildung 7-12) so dass sich erst langsam eine Temperaturerhöhung im Brennbett einstellt. Dadurch verschiebt sich auch das Temperaturmaximum bis in Zone 3-2 (für die untere Schicht) beziehungsweise in Zone 4-1 (obere Schicht).

Die hohen Maximaltemperaturen von über 1400°C zeugen in diesem Bereich von einer stöchiometrischen Verbrennung. Prinzipiell sind diese Temperaturen nicht erwünscht, da hier bereits schmelzflüssige Produkte (beispielsweise Metalle) vorliegen können, die den Rost schädigen. Diese Erkenntnis bereits im Modellergebnis kann dazu genutzt werden, bestimmte Prozesseinstellungen (beispielsweise Luftverteilung, Rostgeschwindigkeit) zu ändern und damit Abhilfe zu schaffen.

Äquivalent zu den vorhergehenden Anlagen sind auch für Anlage 3 endotherme Prozesse nachzuweisen (Temperaturabbau von unten nach oben in Zone 3-2).

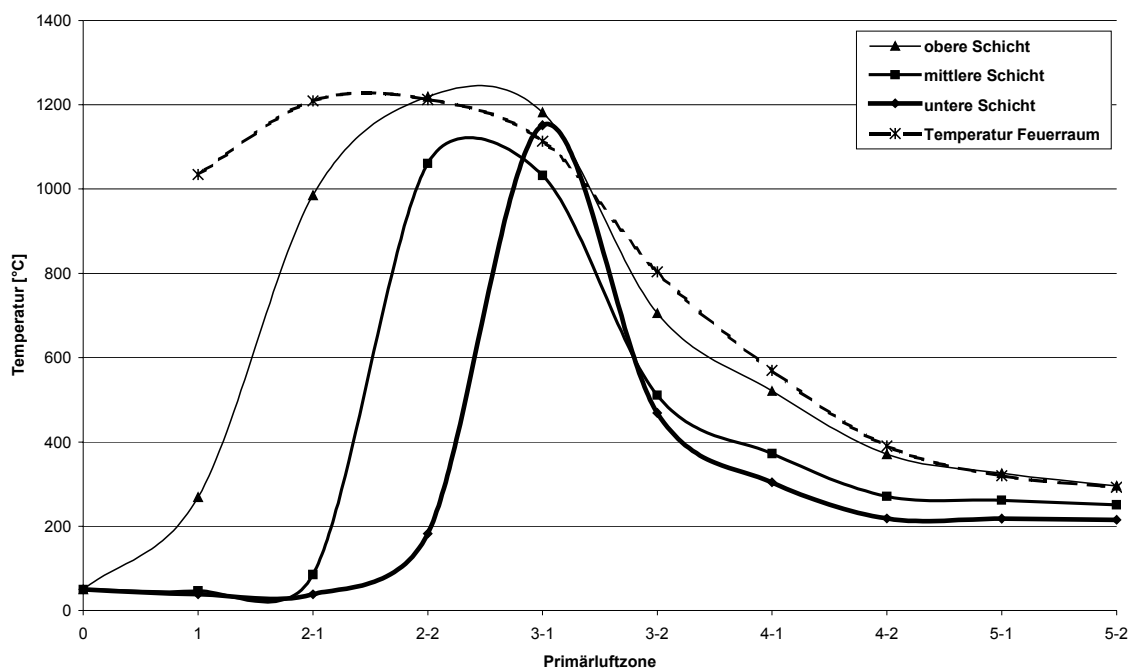


Abbildung 7-5: Temperaturprofil Brennbett, Anlage 1a

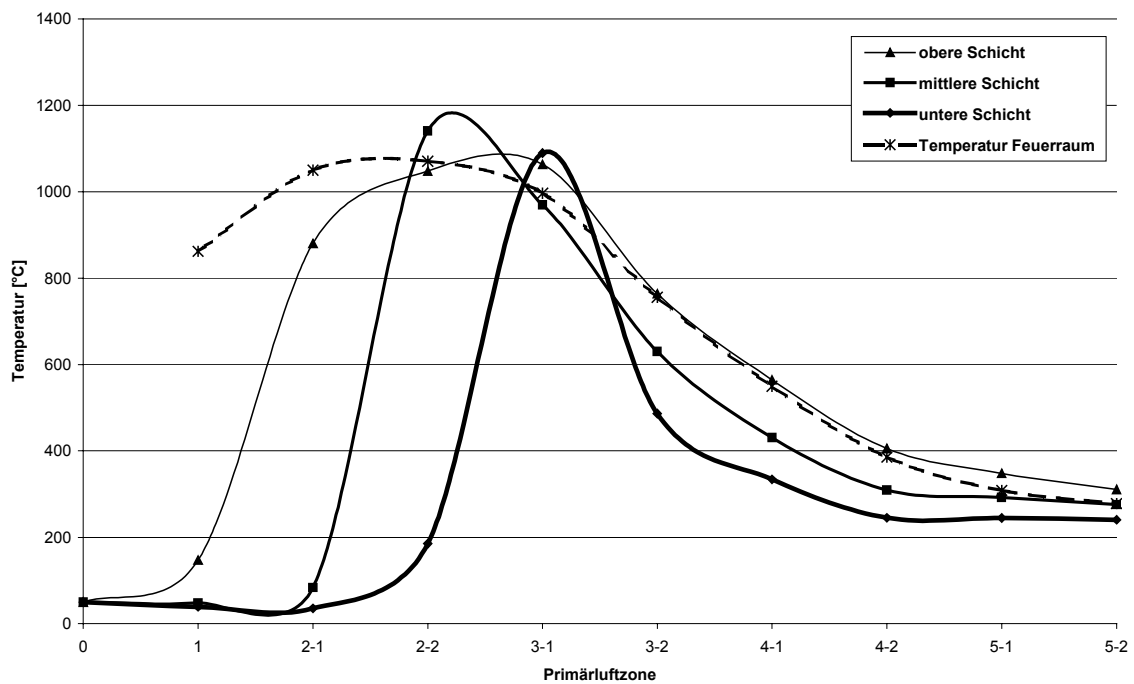


Abbildung 7-6: Temperaturprofil im Brennbett, Anlage 1b

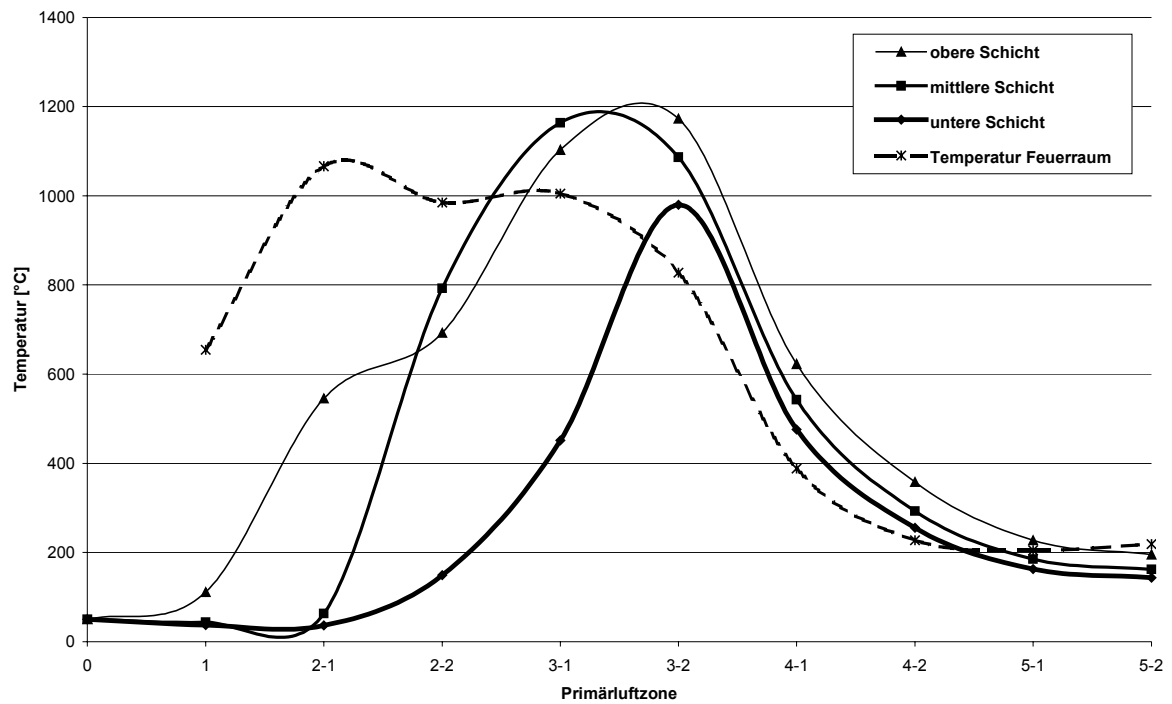


Abbildung 7-7: Temperaturprofil im Brennbett, Anlage 2

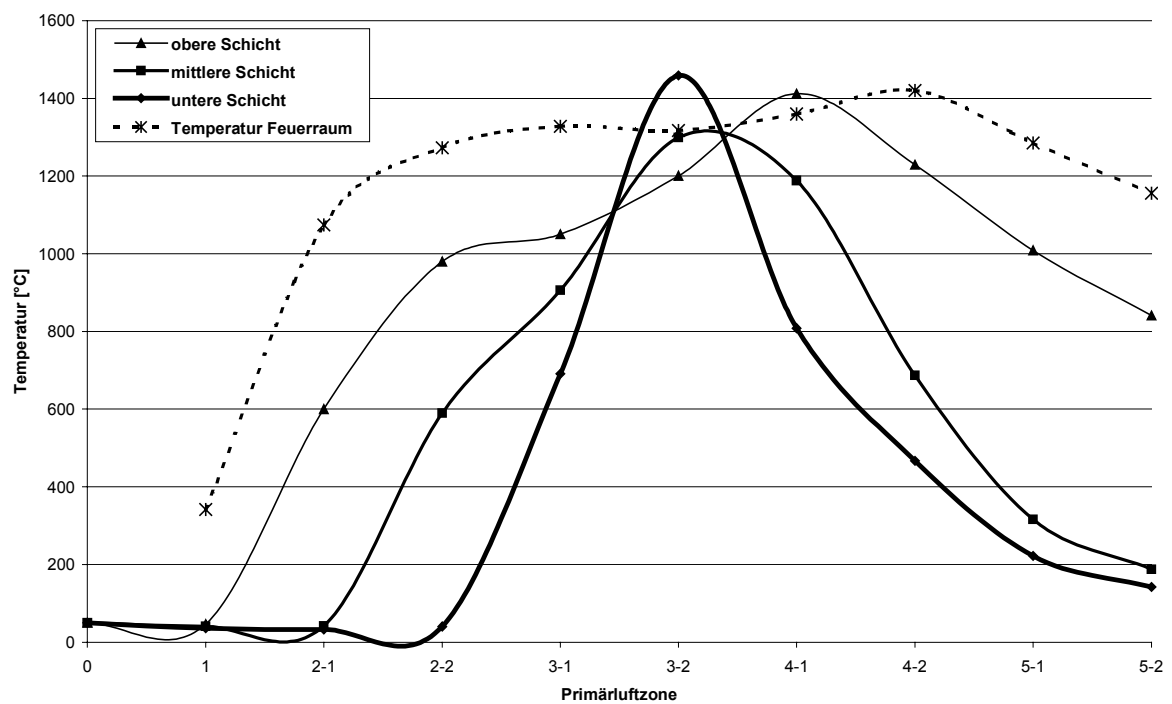


Abbildung 7-8: Temperaturprofil im Brennbett, Anlage 3

Konzentrationsprofile Feststoffe und Flüssigkeiten im Brennbett

Die nachfolgenden Abbildungen 7-9 bis 7-20 zeigen die Konzentrationsprofile der Brennstoffbestandteile C_{fix} , Flüchtige und $\text{H}_2\text{O}_{(\text{fl})}$.

Der Trocknungsverlauf des Brennstoffs kann anhand der $\text{H}_2\text{O}_{(\text{fl})}$ -Profile in den Abbildungen 7-9 bis 7-12 nachvollzogen werden. Die Anlagen 1a und 1b zeigen beinahe identische Profile, wobei der Trocknungsverlauf in Anlage 1b in der unteren Schicht zu einem sehr geringen Teil bis in Zone 2-2 verläuft. Dieser Unterschied lässt sich auf die unterschiedlich verfügbaren Primärluftmengen zurückführen. Die schnelle Trocknung in der oberen Schicht ist durch das Erreichen einer Temperatur deutlich oberhalb von 100°C zu erklären, so dass hier durch die Verdampfung (gegenüber einer Verdunstung) eine schnelle Freisetzung erfolgt. Der zügigere Trocknungsfortschritt der unteren gegenüber der mittleren Schicht in Zone 1 ist dadurch zu erklären, dass unten zunächst die »unbeladene« Primärluft eintritt und damit die Triebkraft für die Trocknung größer ist.

In Anlage 2 ist ebenfalls eine schnelle Verdampfung in der oberen Schicht und ein zügigerer Trocknungsverlauf in der unteren gegenüber der mittleren Schicht in Zone 1 zu erkennen (Abbildung 7-11). Trotzdem ist der Trocknungsverlauf deutlich bis in Zone 2-2 hinein verlängert, da hier der vergleichsweise geringere Anteil an Primärluft Einfluss zeigt. Demgegenüber zeigt Anlage 3 einen wesentlich langsameren Trocknungsverlauf in der oberen Schicht (Abbildung 7-12), der durch die vergleichsweise geringe Temperatur in diesem Bereich induziert wird. Trotzdem wird aber aufgrund der stetigen Zugabe von Primärluft und einer steigenden Temperatur eine vollständige Trocknung bis in Zone 2-2 zu erwarten sein.

Die Abbildungen 7-13 bis 7-16 zeigen den Konzentrationsverlauf der Flüchtigen im Brennbett. Für die Anlagen 1a und 1b zeigen sich identische Verläufe, die mit dem Temperaturanstieg verbunden sind. In Zone 3-1 ist die Entgasung weitgehend abgeschlossen, so dass ein minimaler Rest im Brennstoff verbleibt. Auffällig ist aber, dass zunächst die Konzentrationen ansteigen. Dies ist mit der starken Freisetzung von $\text{H}_2\text{O}_{(\text{fl})}$ in diesem Bereich verbunden, die lokal zu einem relativen Anstieg der Flüchtigenkonzentration führt.

Abbildung 7-15 zeigt für Anlage 2 eine entsprechend dem veränderten Temperaturprofil verlängerte Entgasung, die bis in Zone 3-2 reicht und dann weitgehend endet. Der Verlauf für Anlage 3 in Abbildung 7-16 zeigt entsprechende Tendenzen, wobei aber eine schnelle Entgasung bereits in Zone 3-1 beendet ist. In der oberen Schicht hingegen, die aufgrund der Gleichstromführung der Rauchgase auf einem vergleichsweise hohen Temperaturniveau verharrt, ist die Entgasung weiterhin bis zum Rostende aktiv. In dieser Schicht wird auch eine vollständige Entgasung erreicht.

Die Abbildungen 7-17 bis 7-20 zeigen den Verlauf von fixem Kohlenstoff (C_{fix}). Für Anlage 1a und 1b zeigen sich qualitativ ähnliche Ergebnisse, die auch schon bei den Flüchtigen zu beobachten sind. Nur ist hier neben einer hohen Temperatur auch eine ausreichend hohe Konzentration an O_2 notwendig, um die wesentliche Abbaureaktion aufrecht zu erhalten. Der Abbau erfolgt bei Anlage 1b korrespondierend zu Anlage 1a, was den Schluss nahe legt, dass trotz der Luftüberschussabsenkung die lokal verfügbaren Sauerstoffmengen für die Feststoffreaktion noch ausreichend sind, um einen bestimmten Umsatz zu erwirken. Dies beruht sicherlich auch auf der großen Primärluftmenge, die hier lokal zur Verfügung gestellt wird.

Auffällig ist in Abbildung 7-18, dass in Zone 3-1 ein Anstieg des Gehalts an C_{fix} in der mittleren Schicht zu verzeichnen ist. Der Anstieg ist auf Vermischungseffekte mit der vorhergehen-

den untersten Schicht, in der in Zone 2-2 noch erhebliche Mengen an C_{fix} vorliegen, und auf einen ausgeprägten Sauerstoffmangel in der gesamten Zone 3-1 zurück zu führen (Abbildung 7-18 und 7-42). Im Gegensatz zu Anlage 1a wird hier bereits in der unteren Schicht der Sauerstoff verbraucht (vgl. Abbildung 7-42 und 7-41). Dieser Sauerstoffmangel resultiert aus der Zündung in der unteren Schicht. Der vollständige Abbau des Restkokes findet somit erst in der nächsten Zone 3-2 statt, wo wieder Sauerstoff zur Verfügung steht.

In Abbildung 7-19 zeigt sich für Anlage 2 ein vergleichsweise anderes Profil. Es ist zunächst ein starker Anstieg des C_{fix} -Gehalts in der oberen Schicht festzustellen. Dies ist der schnelleren Trocknung und Entgasung geschuldet, die zu einem relativen Anstieg des C_{fix} -Gehalts führen. Interessant ist weiterhin, dass eine nennenswerte Abreaktion zunächst in der mittleren Schicht (von Zone 2-1 nach 2-2) und erst nach Zone 2-2 auch für die obere Schicht einsetzt. Es findet also eine stabile Zündung in der mittleren Schicht statt, die den verfügbaren Sauerstoff verzehrt. So können in der oberen Schicht nur die anderen Vergasungsreaktionen, die auf der Verfügbarkeit von H_2O und CO_2 beruhen, eine Rolle spielen. Aufgrund ihrer Natur ist aber insbesondere in diesem Temperaturbereich ihr Potenzial nur begrenzt. Erst, wenn O_2 wieder verfügbar ist, findet also eine nennenswerte Abreaktion statt (ab Zone 2-2).

In Abbildung 7-20 ist das Profil für Anlage 3 zu sehen. Hier sind die schichtweise verzögerten, temperaturinduzierten Durchzündungen besonders gut zu erkennen. Hervor zu heben ist, dass zunächst erwartungsgemäß in der oberen Schicht ein nennenswerter Abbau von C_{fix} stattfindet. Doch wird hier durch die einsetzenden Reaktionen in der unteren und der mittleren Schicht ab Zone 3-1 die Abreaktionsrate verlangsamt, so dass in den unteren Schichten die Reaktionen früher beendet sind. Der verfügbare O_2 -Gehalt wird zunächst in den unten liegenden Schichten verbraucht und »bremst« die Abreaktion auf der oberen Schicht aus.

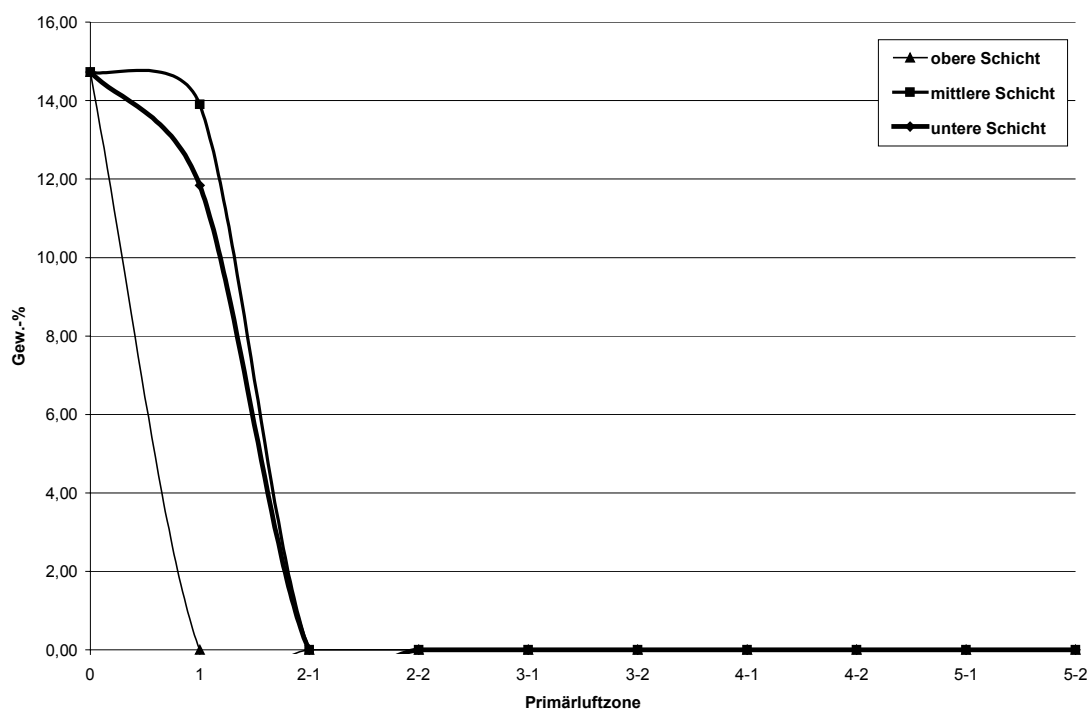


Abbildung 7-9: Konzentrationsprofil $\text{H}_2\text{O}_{(\text{g})}$, Brennbett, Anlage 1a

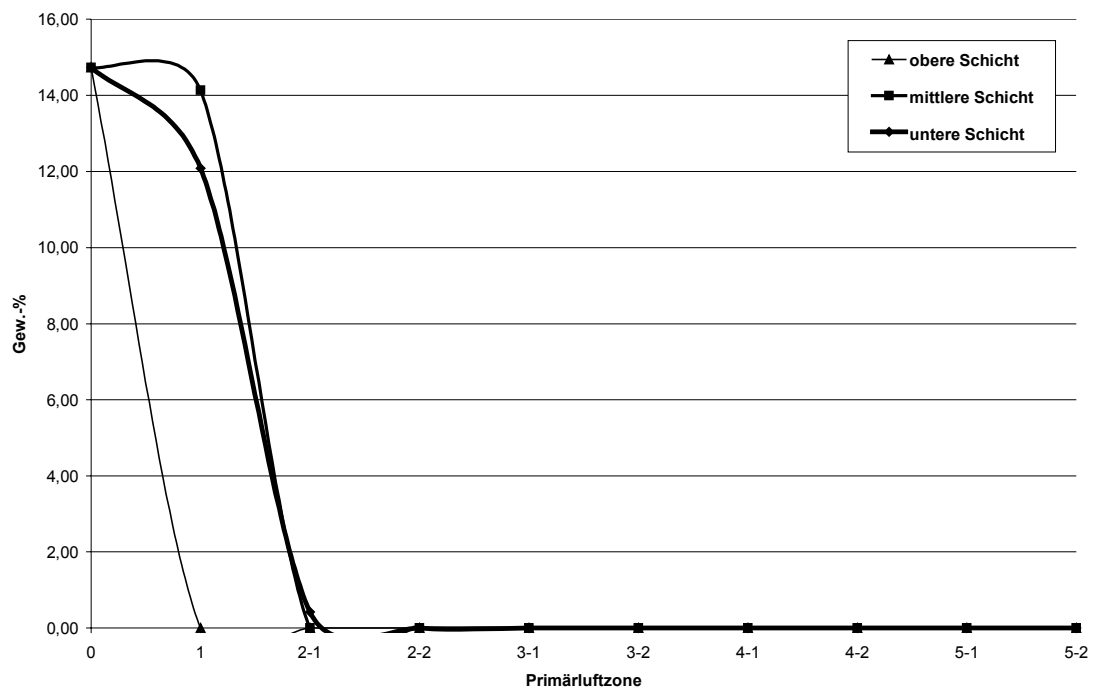


Abbildung 7-10: Konzentrationsprofil $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$, Brennbett, Anlage 1b

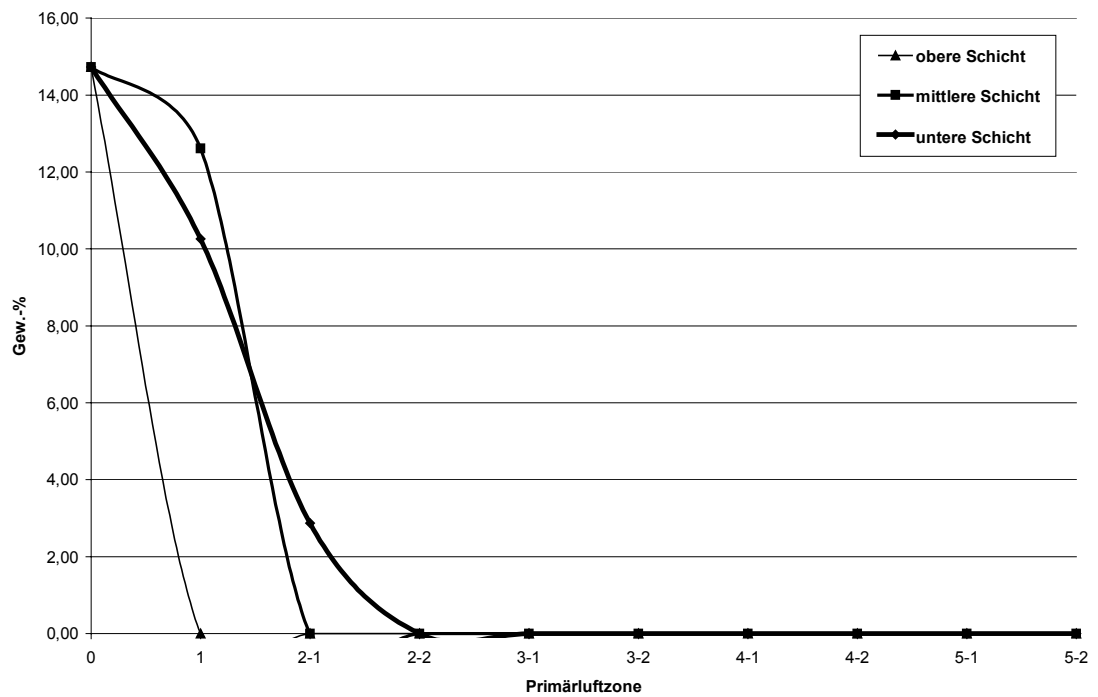


Abbildung 7-11: Konzentrationsprofil $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$, Brennbett, Anlage 2

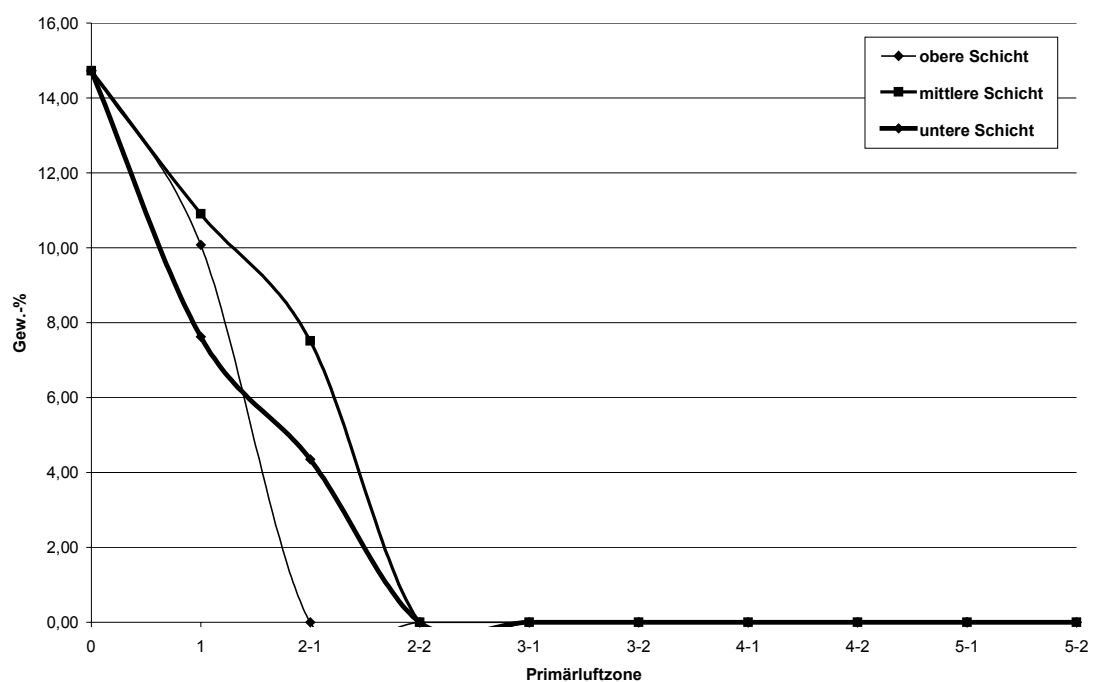


Abbildung 7-12: Konzentrationsprofil $H_2O_{(l)}$, Brennbett, Anlage 3

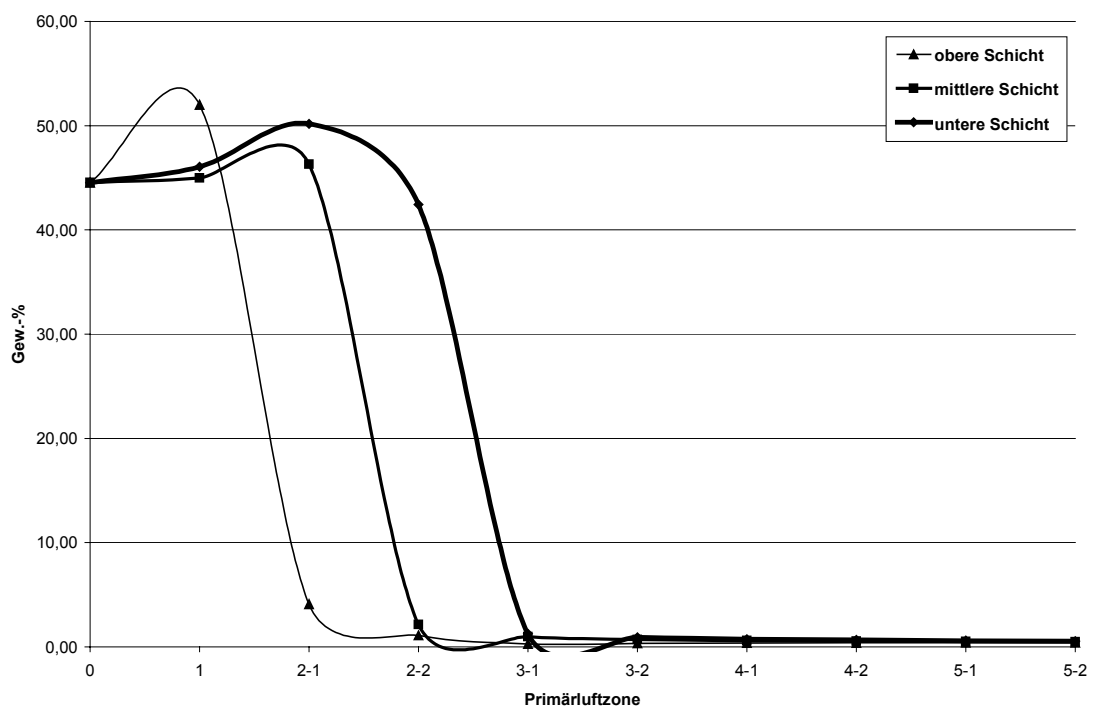


Abbildung 7-13: Konzentrationsprofil Flüchtige_(l), Brennbett, Anlage 1a

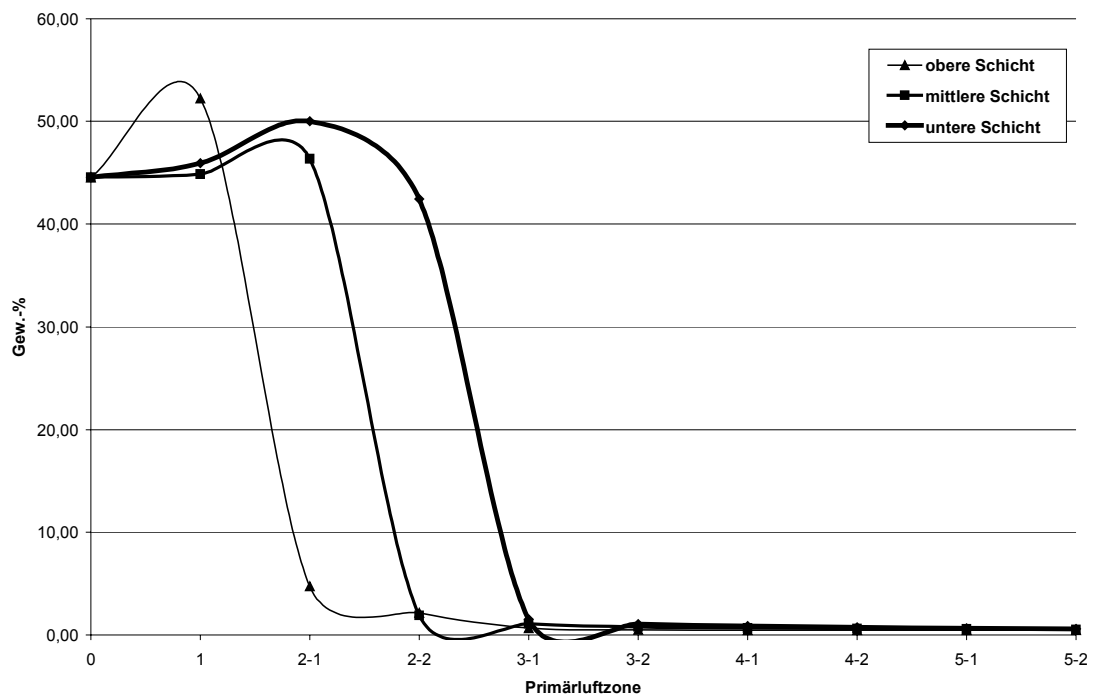


Abbildung 7-14: Konzentrationsprofil Flüchtige_(i), Brennbett, Anlage 1b

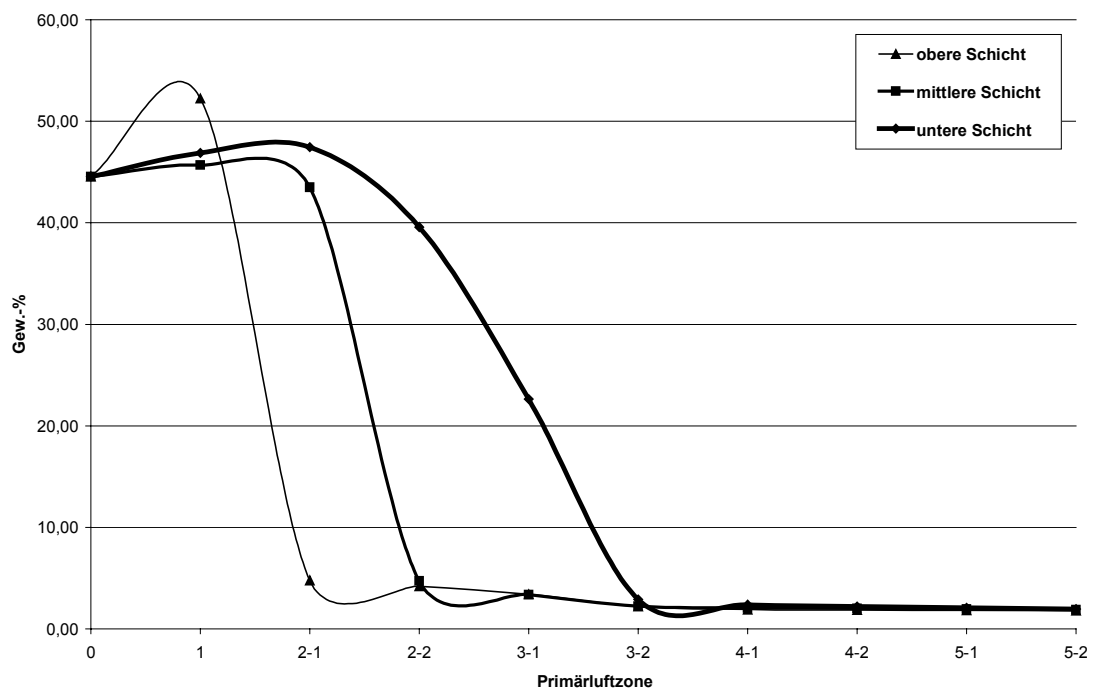


Abbildung 7-15: Konzentrationsprofil Flüchtige_(i), Brennbett, Anlage 2

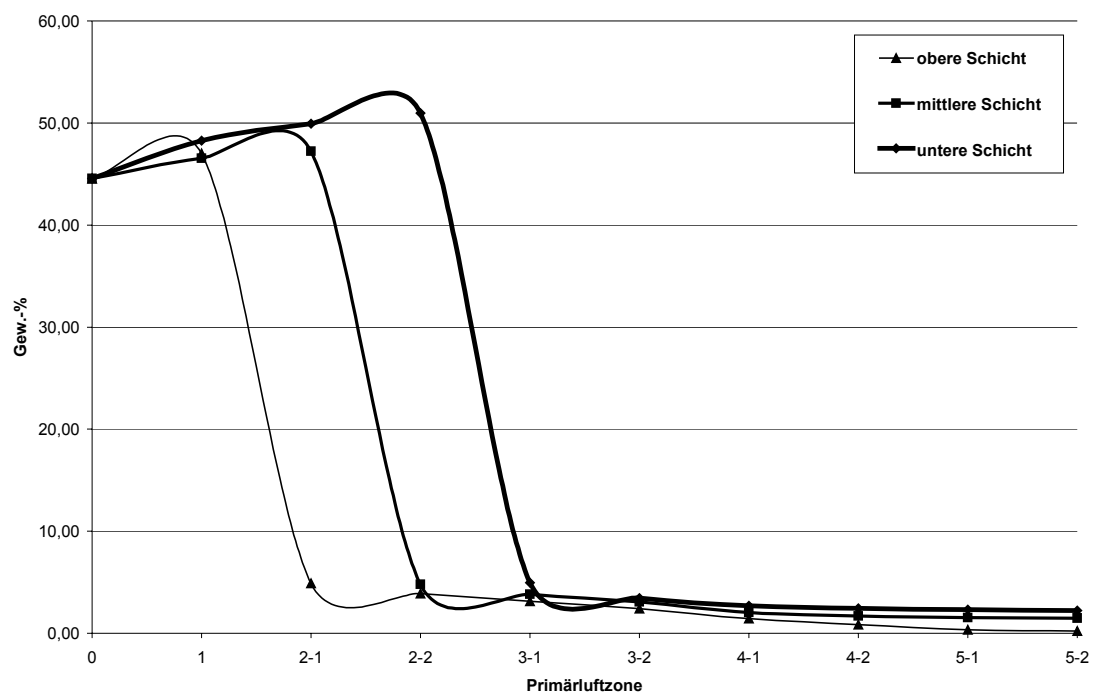


Abbildung 7-16: Konzentrationsprofil $C_{(i)}$, Brennbett, Anlage 3

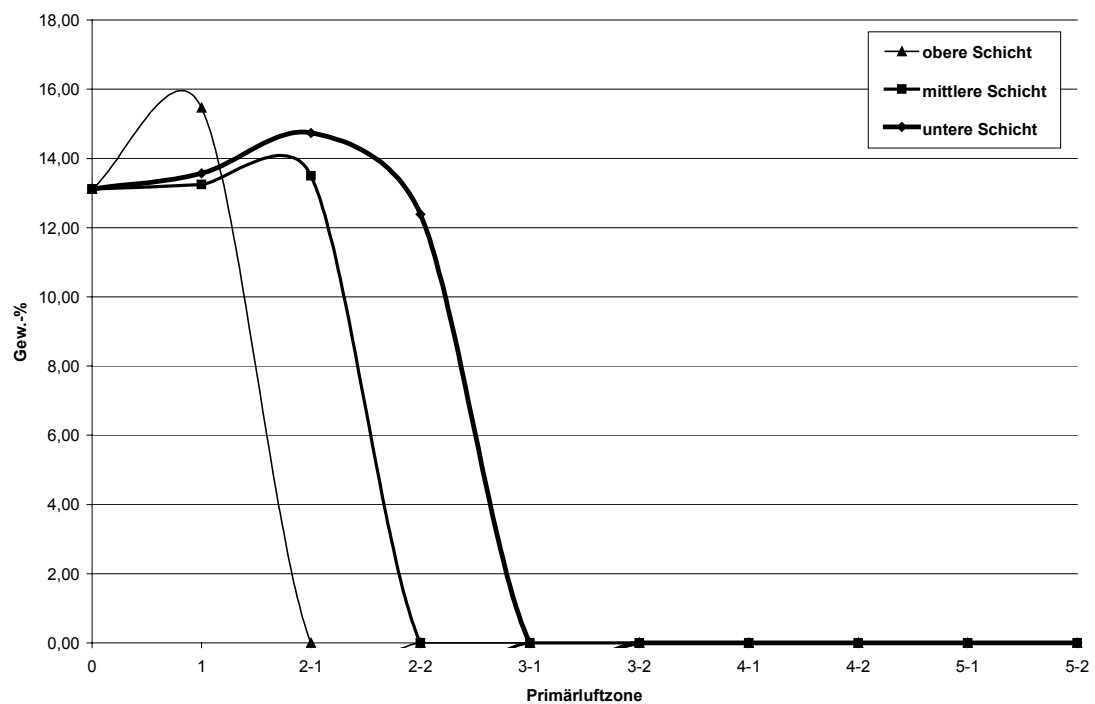


Abbildung 7-17: Konzentrationsprofil C_{fix} , Brennbett, Anlage 1a

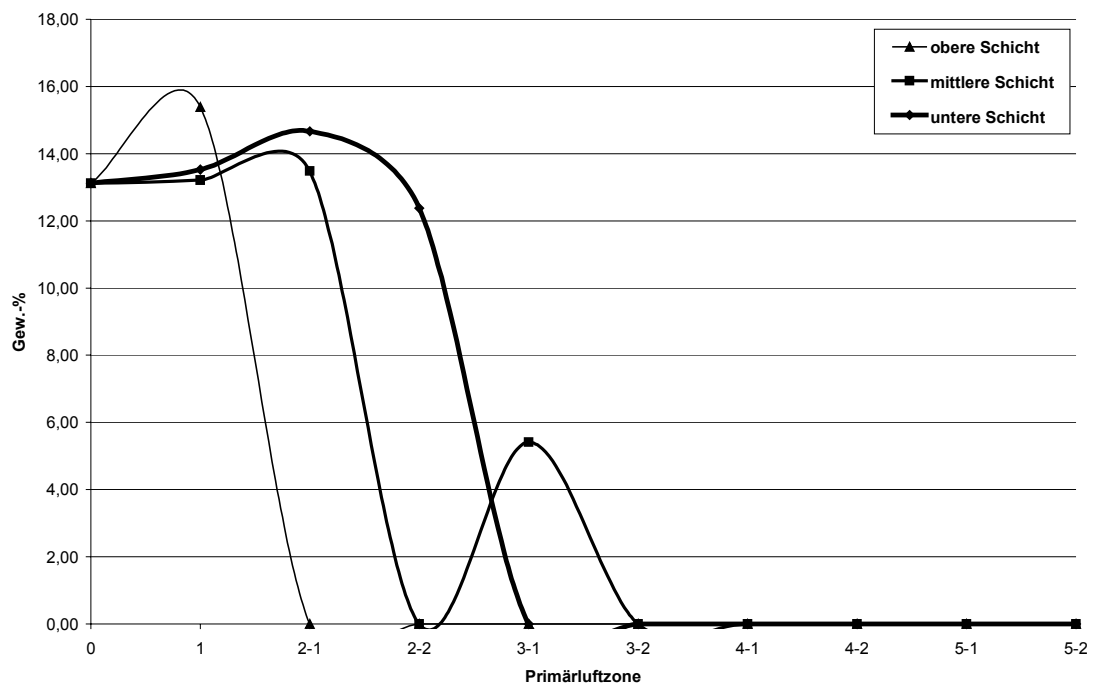


Abbildung 7-18: Konzentrationsprofil C_{fix} , Brennbett, Anlage 1b

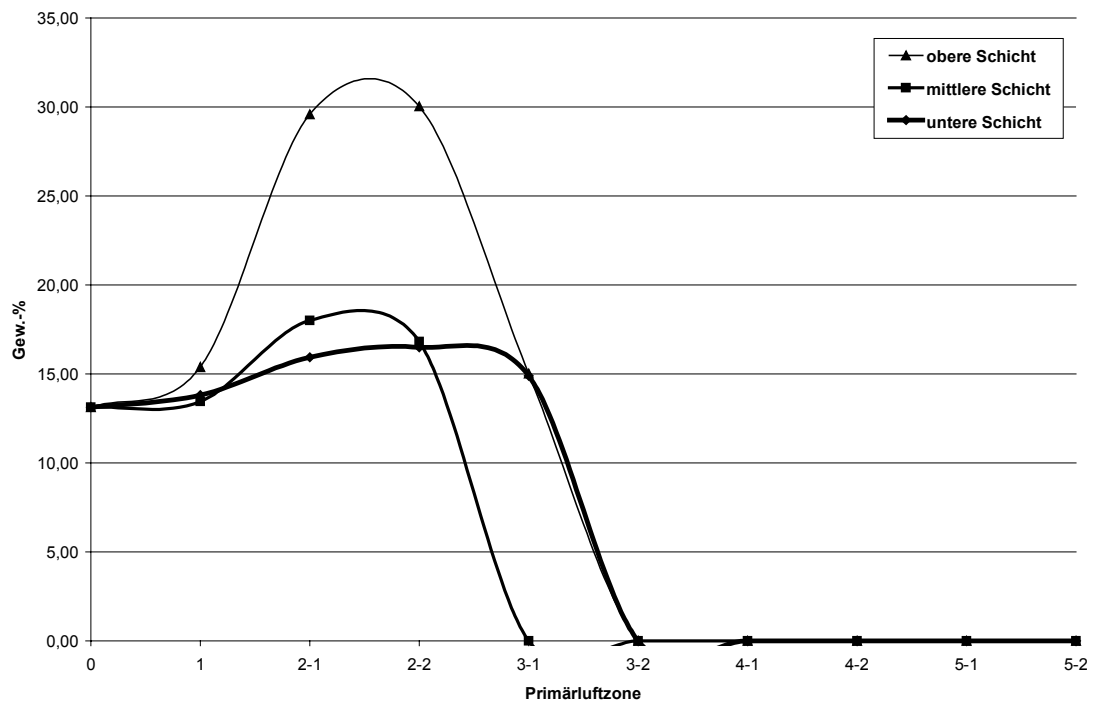


Abbildung 7-19: Konzentrationsprofil C_{fix} , Brennbett, Anlage 2

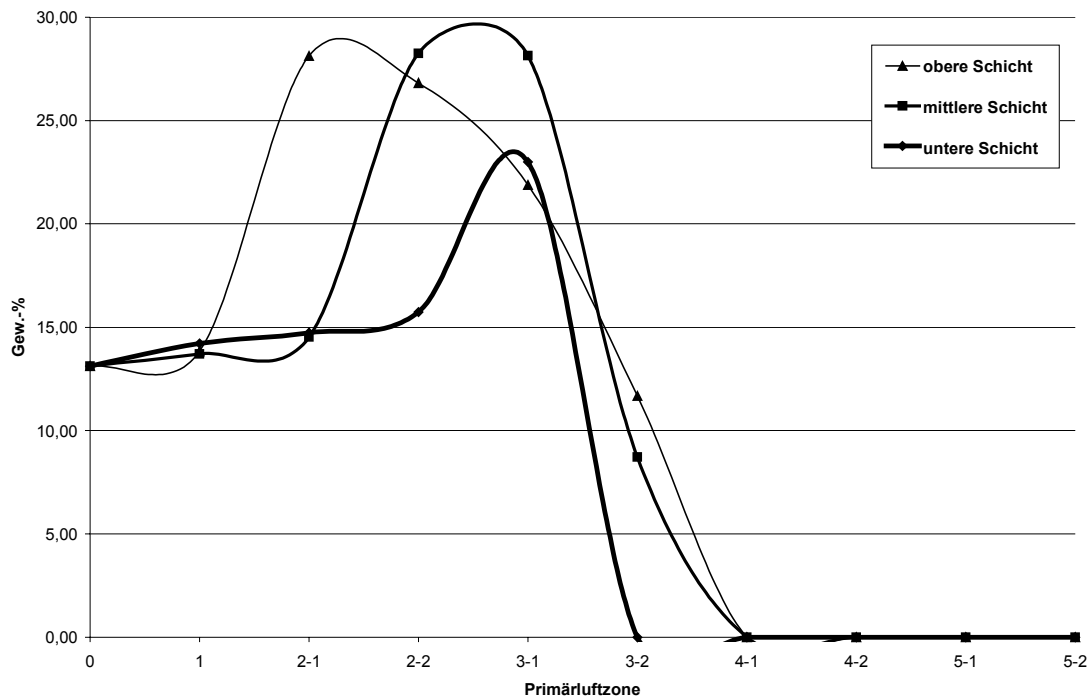


Abbildung 7-20: Konzentrationsprofil C_{fix} , Brennbett, Anlage 3

Konzentrationsprofile Gase im Brennbett

Die Abbildungen 7-21 bis 7-24 zeigen die Konzentrationsverläufe für H_2 . Prinzipiell kann daran abgelesen werden, wann und wo die Wassergasreaktion zum C_{fix} -Umsatz beigetragen hat. Im Profil für Anlage 1a ist kein H_2 festzustellen, da offensichtlich noch ausreichend Sauerstoff in der Hauptverbrennungszone vorhanden ist (vgl. Abbildung 7-41). Bei einer Absenkung des Luftüberschusses, wie für Anlage 1b geschehen, tritt dann H_2 als Minoritätskomponente auf. Erst die Anlagen 2 und 3 zeigen nennenswerte Konzentrationen, die auf die besonderen Primärluftverteilungen zurück zu führen sind.

Die Abbildungen 7-25 bis 7-28 zeigen die Profile der Flüchtigen. In der Darstellung für Anlage 1a in Abbildung 7-25 ist erwartungsgemäß zunächst ein Ansteigen der Konzentration festzustellen. In Zone 2-2 jedoch sinkt in der oberen Schicht das Niveau drastisch ab. Dieser Effekt ist darauf zurück zu führen, dass in Zone 2-2 nach der mittleren Schicht noch O_2 zur Verfügung steht (Abbildung 7-41), welches in der oberen Schicht in Gasphasenreaktionen die Flüchtigen umsetzen kann. Die konkurrierende partielle Oxidation ist in dieser Schicht hingegen schon beendet. In Zone 2-1 ist eine ähnliche Situation fest zu stellen, nur sind hier die Mengen an aus dem Brennstoff freigesetzten Flüchtigen deutlich höher. In Zone 3-1 ist das O_2 bereits in der unteren Schicht fast vollständig umgesetzt, so dass wiederum eine hohe Konzentration an Flüchtigen in den oberen Schichten festzustellen ist. In Folge dessen kommt es in der Darstellung zu einem lokalen Minimum zwischen zwei Maxima.

Gegen Rostende ist das bereits in Abschnitt 7.3 erwähnte »Restentgasen« fest zu stellen, das sich aufgrund des Wegfalls der kühlenden Primärluft einstellt.

In Abbildung 7-26 ist für Anlage 1b tendenziell das gleiche Profil zu sehen, nur das hier aufgrund der abgesenkten Primärluft- und daher auch O_2 -Menge die Niveaus deutlich höher liegen.

Abbildung 7-27 zeigt für die Anlage 2 ein deutlich abweichendes Bild. Das Niveau ist vergleichsweise deutlich angehoben und zeigt nicht die eben festgestellte Ausbildung eines lokalen Minimums zwischen zwei Maxima, sondern ein eher homogenes Profil. Hier zeigen sich die Einflüsse einer geänderten Primärluftverteilung und der in diesen Zonen um O_2 konkurrierenden partiellen Oxidation (vgl. C_{fix} -Gehalt in Abbildung 7-19), die zu einem Profil führen, das weitgehend durch die Freisetzungsrates dominiert wird.

Für die Anlage 3 zeigt sich in Abbildung 7-28 zunächst ein niedrigeres Niveau als in Anlage 2, dafür aber das Phänomen eines Minimums zwischen zwei Maxima. Die Begründung liegt hier aber nicht in der Abreaktion von Flüchtigen in der oberen Schicht in Zone 2-2, sondern in einer Verdünnung der Konzentration durch Freiwerden von CO aus der Boudouard-Reaktion. Da bei dieser Reaktion nur ein Teil CO_2 bei Freisetzung von zwei Teilen CO verbraucht wird, nehmen die Konzentrationen der anderen Gase bei ausbleibender eigener Freisetzung ab. Diese Interpretation wird dadurch gestützt, dass der C_{fix} -Gehalt in diesem Bereich größer Null ist, während O_2 bereits in der unteren Schicht verbraucht wurde (vgl. Abbildungen 7-20 und 7-44).

Die Abbildungen 7-29 bis 7-32 zeigen schichtweise die Profile der Gehalte an $H_2O_{(g)}$. Die Profile für Anlage 1a und 1b zeigen ähnliche Ausprägungen, bei denen sich insbesondere Unterschiede in den Zonen 2-2 und 3-1 offenbaren (Abbildungen 7-29 und 7-30). Bei Anlage 1b kreuzen sich die Linienprofile der oberen und der mittleren Schicht in Zone 2-2, was sich bis zu einer Abnahme der Konzentration von der mittleren in die obere Schicht verlängert. Dieses Phänomen weist auf den Umsatz von H_2O in der Wassergasreaktion hin. Dementsprechend kann ein Ansteigen der H_2 -Konzentration in Zone 3-1 festgestellt werden (Abbildung 7-22).

Weiterhin ist in beiden Profilen ein starker Anstieg in der unteren Schicht in Zone 3-1 zu bemerken, der nicht auf Trocknungsvorgänge zurück zu führen ist (vgl. Abbildungen 7-9 und 7-10). Dieser Anstieg ist auf eine Freisetzung von H_2O durch die Gasphasenreaktion von Flüchtigen zurückzuführen, die in dieser Zone zügig entgasen (Abbildung 7-13 und 7-14). Dies korrespondiert auch mit einem deutlichen Temperaturanstieg (Abbildung 7-5 und 7-6).

Der gegen Rostende erreichte, gleichmäßige Wert größer Null ist auf den Wassergehalt der Primärluft zurück zu führen.

Das Profil in Abbildung 7-31 für Anlage 2 zeigt vergleichsweise ähnliche Tendenzen, wobei aber aufgrund der geringeren Temperaturen in Zone 1 der Spitzenwert niedriger liegt und zudem in den Zonen 2-2 und 3-1 aufgrund von O_2 -Mangel kein wesentlicher Beitrag zur H_2O -Freisetzung durch Gasphasenreaktionen zu verzeichnen ist.

Abbildung 7-32 zeigt ein Profil, dass vom für diesen Anlagentyp charakteristischen Temperaturanstieg determiniert wird. Mit Anstieg der Temperatur in den Schichten steigt auch die Konzentration an H_2O . Interessanterweise unterschreitet die Konzentration in der oberen Schicht in den Zonen 2-2 bis 3-2 die Konzentration in der mittleren Schicht. Dies ist auf die Wassergasreaktion zurückzuführen, die aufgrund der vorherrschenden Temperatur in Zone 3-2 so stark ist (vgl. Abbildung 7-8), dass der Wassergehalt des Rauchgases bis auf Null absinkt.

Die Abbildung 7-33 bis 7-36 zeigen die CO-Konzentrationen und die Abbildungen 7-37 bis 7-40 die CO_2 -Konzentrationen. Für Anlage 1a ist in Abbildung 7-33 dasselbe Phänomen (Mi-

nimum zwischen zwei Maxima) zu erkennen, dass auch schon bei den Flüchtigen beschrieben wurde. Auffällig in Abbildung 7-37 ist die Abnahme des CO₂-Gehalts in Zone 3-1 von der unteren in die mittlere Schicht, was wiederum auf die Boudouard-Reaktion hinweist. Die Ausprägungen für Anlage 1b in den Abbildungen 7-34 und 7-38 zeigen ein ähnliches Verhalten mit kleineren Unterschieden. So ist das Niveau beim CO-Profil etwas angehoben, während beim CO₂-Profil die Boudouard-Reaktion bereits in Zone 2-2 zu erkennen ist und das Profil bis in Zone 4-1 in die Länge gezogen wird. Die Verlängerung ist einerseits durch den Restgehalt an C_{fix} in der mittleren Schicht in Zone 3-2 (vgl. Abbildung 7-14) und andererseits durch geringe, gerade noch nennenswerte Entgasungsaktivitäten in Zone 4-1 zu begründen.

Das CO-Profil für Anlage 2 in Abbildung 7-35 zeigt einen vergleichsweise homogenen Verlauf, bis auf die Konzentrationsabnahme in Zone 2-2 von der mittleren zu oberen Schicht, die auf Verdünnungseffekte durch die verstärkte Freisetzung von Flüchtigen zurück zu führen ist. Das CO₂-Profil in Abbildung 7-39 zeigt dementsprechend in Zone 2-2 ebenfalls ein Absinken »stromaufwärts«, dass aber durch die Boudouard-Reaktion noch verstärkt wird.

Das CO-Profil für Anlage 3 in Abbildung 7-36 zeigt ebenfalls einen recht homogenen Verlauf, der sich bis zu einem sehr hohen Spitzenwert von ca. 22 Vol.-% in Zone 3-2 auftürmt. Der korrespondierende CO₂-Gehalt liegt in diesem Bereich bei ca. 8 Vol.-% (Abbildung 7-40). Modellgemäß ist die Rückreaktion bei der Boudouard-Reaktion zu CO₂ und C_{fix} nicht berücksichtigt worden (vgl. Abschnitt 5.4.6.2). Es ist aber zu erwarten, dass hier lokal trotz der hohen Temperaturen von T>1.400°C (Abbildung 7-8) eine Rückreaktion zu Ruß (Kohlenstoff) und CO₂ wahrscheinlich ist. Trotz dieser Modellschwäche kann anhand der berechneten Verläufe der CO- und CO₂-Konzentration in Verbindung mit der Temperatur die Neigung, Ruß zu bilden, abgeleitet werden. Gegenmaßnahmen durch eine Temperaturkontrolle können hier getroffen werden.

Die abschließenden O₂-Profile zeigen die Abbildungen 7-41 bis 7-44. Für die Anlagen 1a und 1b ist in den Abbildungen 7-41 und 7-42 wiederum ein sehr ähnliches Verhalten zu erkennen. Unterschiede zeigen sich aufgrund der begrenzten Menge an Primärluft für den Fall 1b. Sie resultieren daraus, dass in Zone 3-1 bereits in der unteren Schicht kein O₂ mehr austritt. Hier werden im weiteren Verlauf »stromaufwärts« die brennbaren Gase (CO, Flüchtige, H₂) bevorzugt erzeugt. Zudem ist in Zone 3-2, wie bereits oben erwähnt, in allen Schichten noch Verbrennungsaktivität fest zu stellen.

Abbildung 7-43 zeigt für Anlage 2, dass hier vergleichsweise kein so drastischer O₂-Verbrauch in den unteren Schichten festzustellen ist. Der minimale O₂-Wert liegt für die untere Schicht bei ca. 10,5 Vol.-% in Zone 3-2, wobei der Sauerstoff aber bis zur obersten Schicht konsumiert wird. Gegenüber den Anlagen 1a und 1b zeigt sich hier eine deutliche Verlängerung der Verbrennungszone bis in Zone 3-2, was durch die Primärluftzuführung induziert wird.

In Abbildung 7-44 ist eine ähnliche Ausprägung zu Abbildung 7-43 zu erkennen. Auch hier ist eine lange Verbrennungszone mit hohem O₂-Konsum zu verzeichnen.

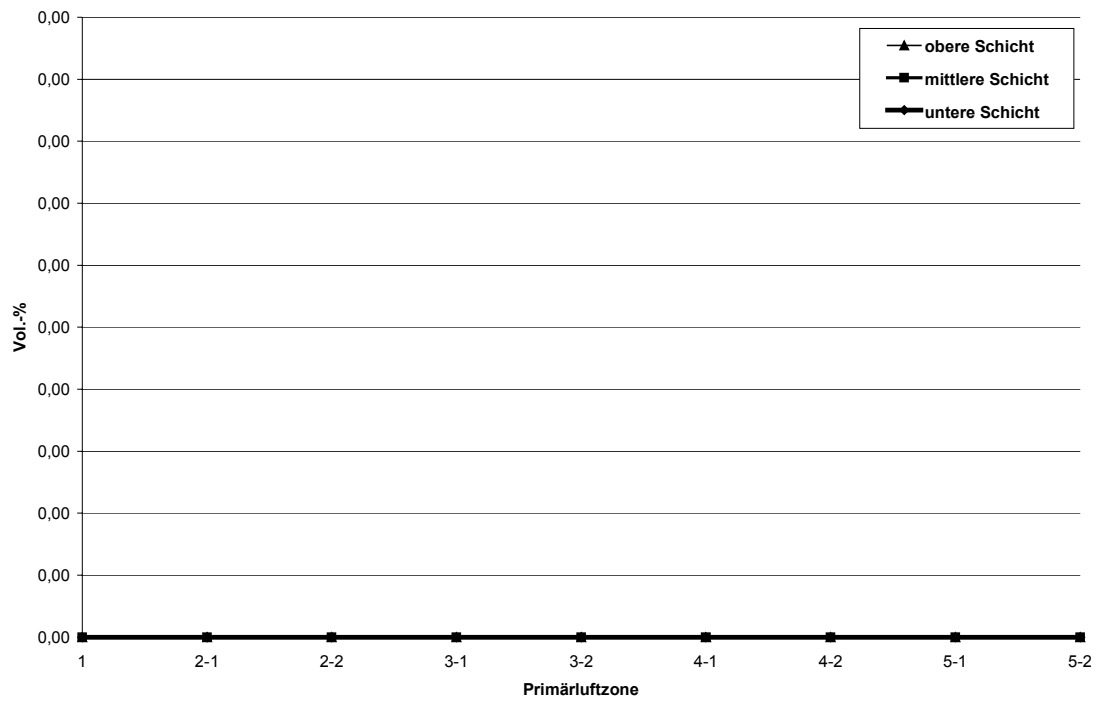


Abbildung 7-21: Konzentrationsprofil H_2 , Gasphase in Brennbett, Anlage 1a

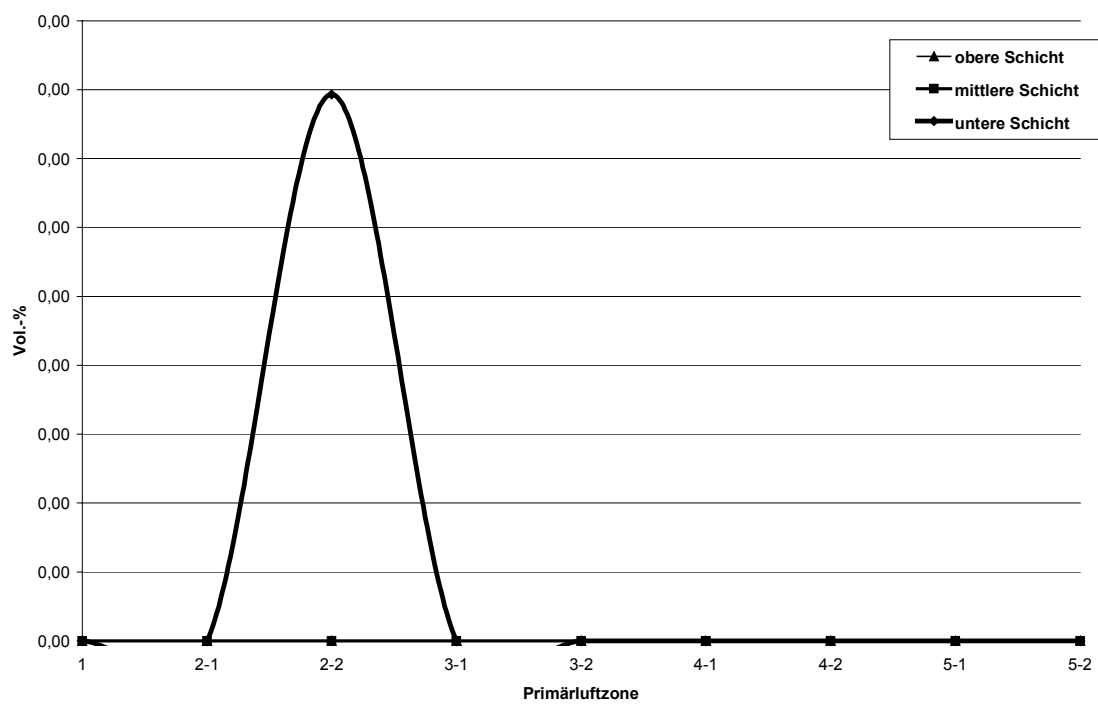


Abbildung 7-22: Konzentrationsprofil H_2 , Gasphase innerhalb Brennbett, Anlage 1b

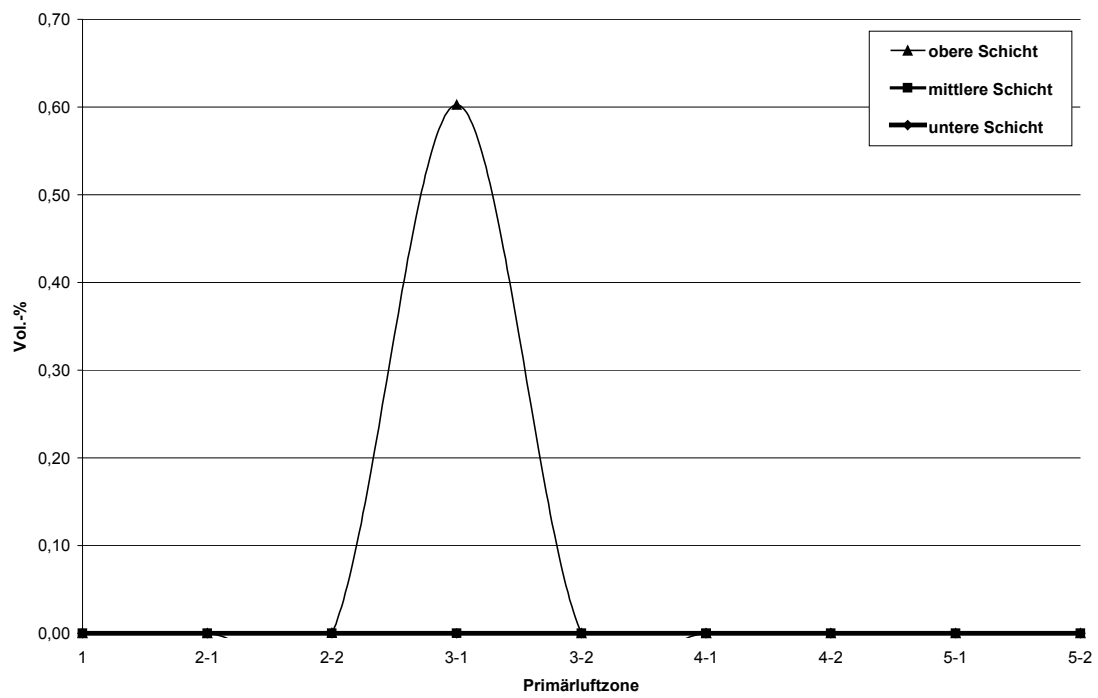


Abbildung 7-23: Konzentrationsprofil H_2 , Gasphase in Brennbett, Anlage 2

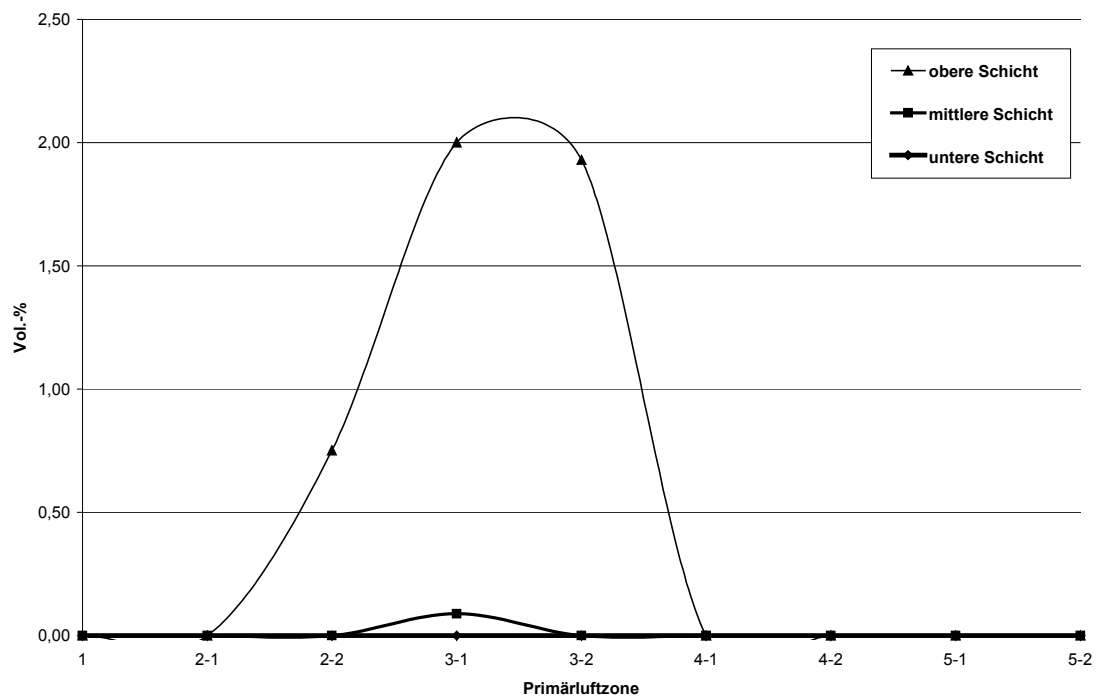


Abbildung 7-24: Konzentrationsprofil H_2 , Gasphase in Brennbett, Anlage 3

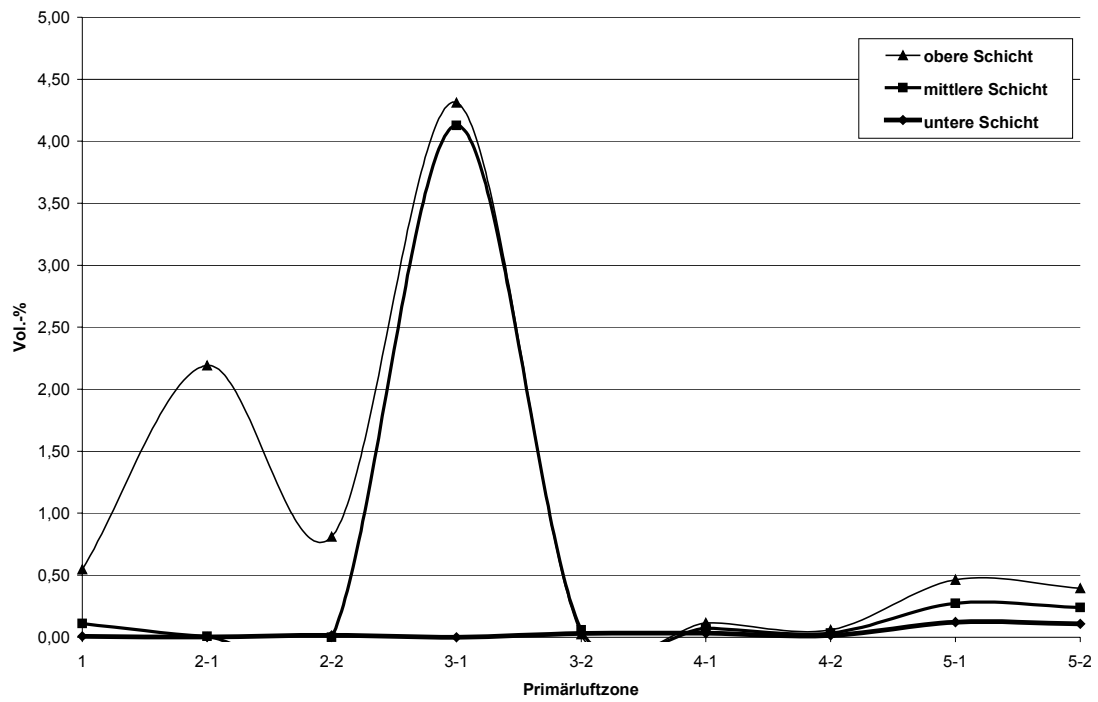


Abbildung 7-25: Konzentrationsprofil Flüchtige, Gasphase in Brennbett, Anlage 1a

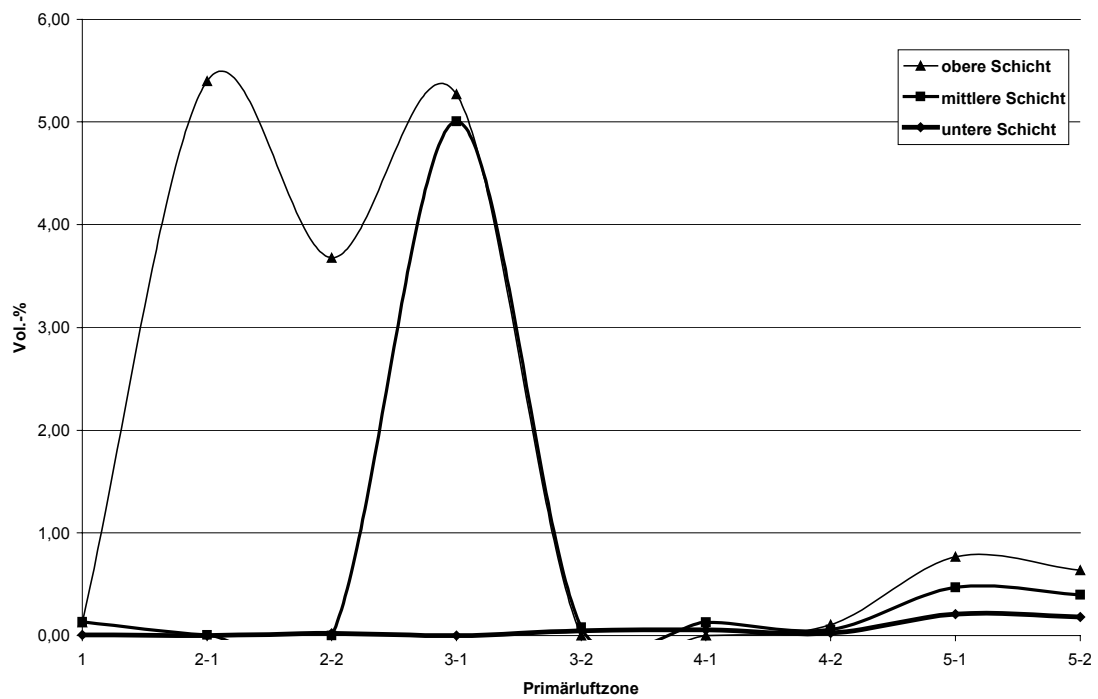


Abbildung 7-26: Konzentrationsprofil Flüchtige, Gasphase innerhalb Brennbett, Anlage 1b

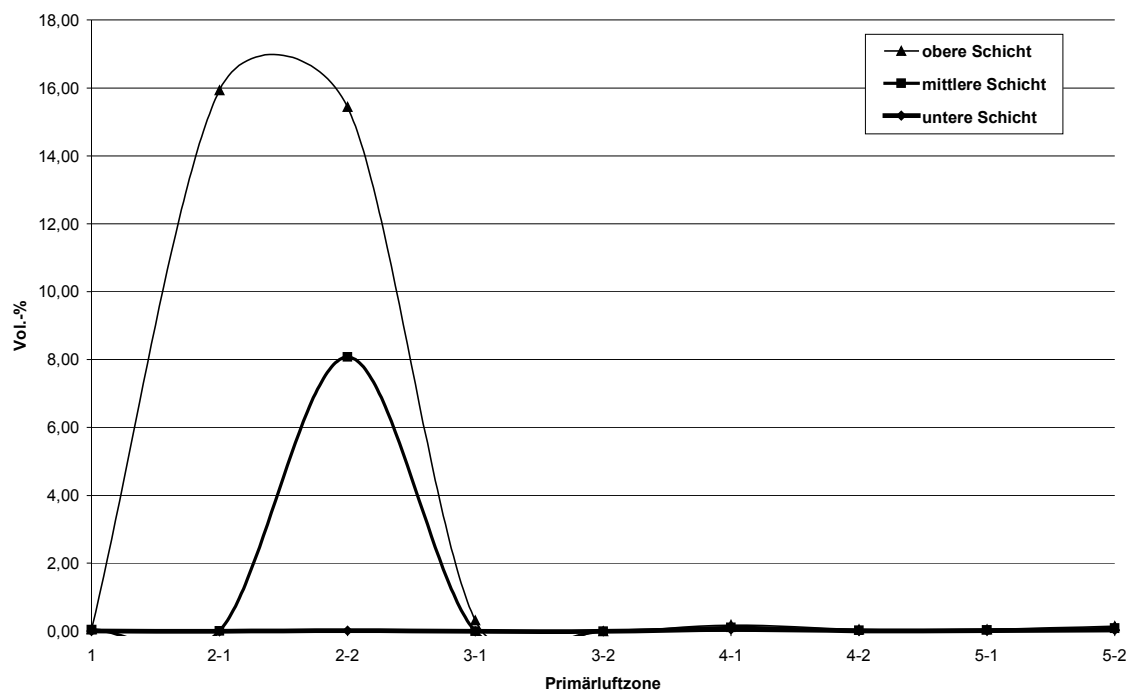


Abbildung 7-27: Konzentrationsprofil Flüchtige, Gasphase in Brennbett, Anlage 2

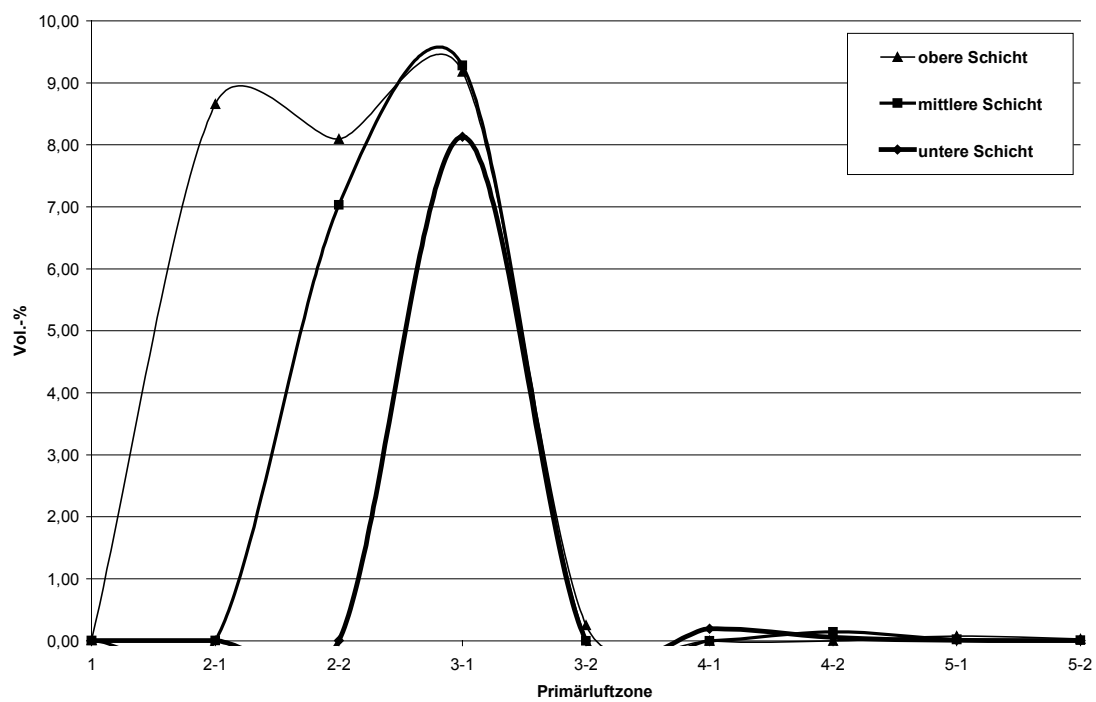


Abbildung 7-28: Konzentrationsprofil Flüchtige, Gasphase in Brennbett, Anlage 3

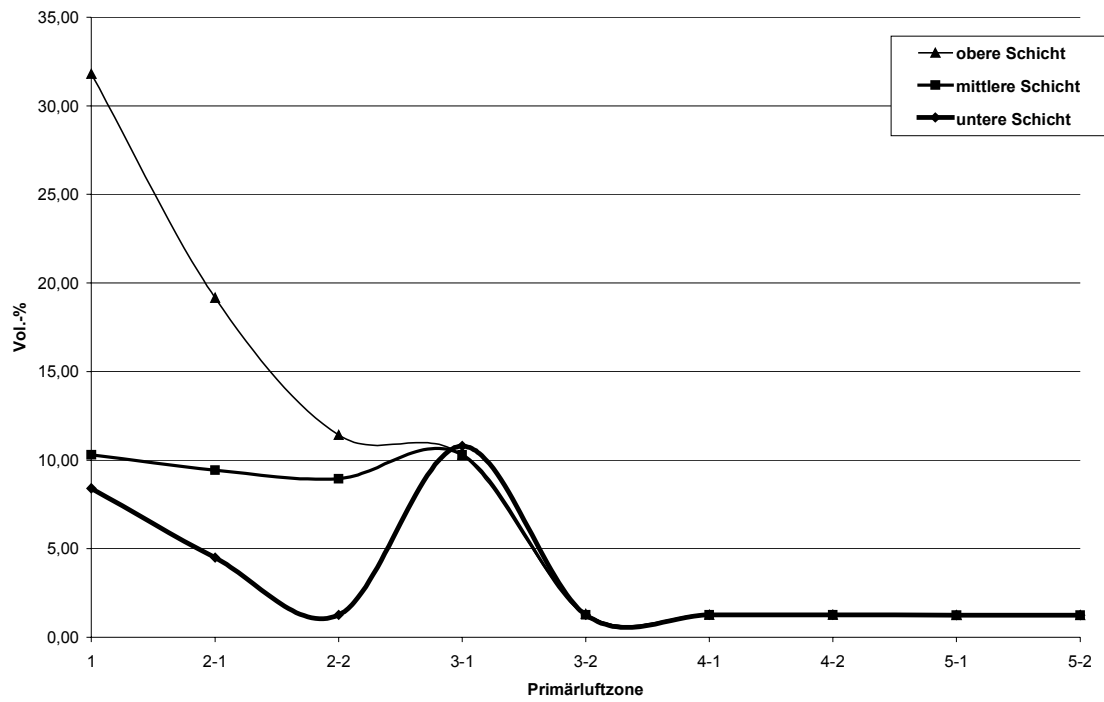


Abbildung 7-29: Konzentrationsprofil H₂O, Gasphase in Brennbett, Anlage 1a

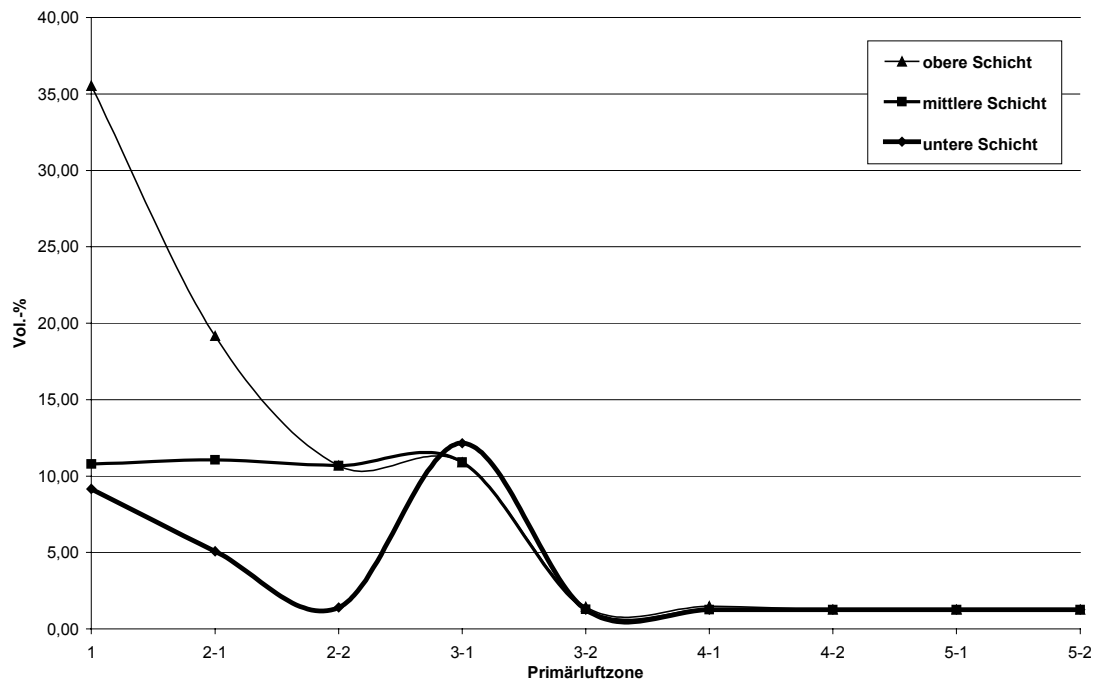


Abbildung 7-30: Konzentrationsprofil H₂O, Gasphase innerhalb Brennbett, Anlage 1b

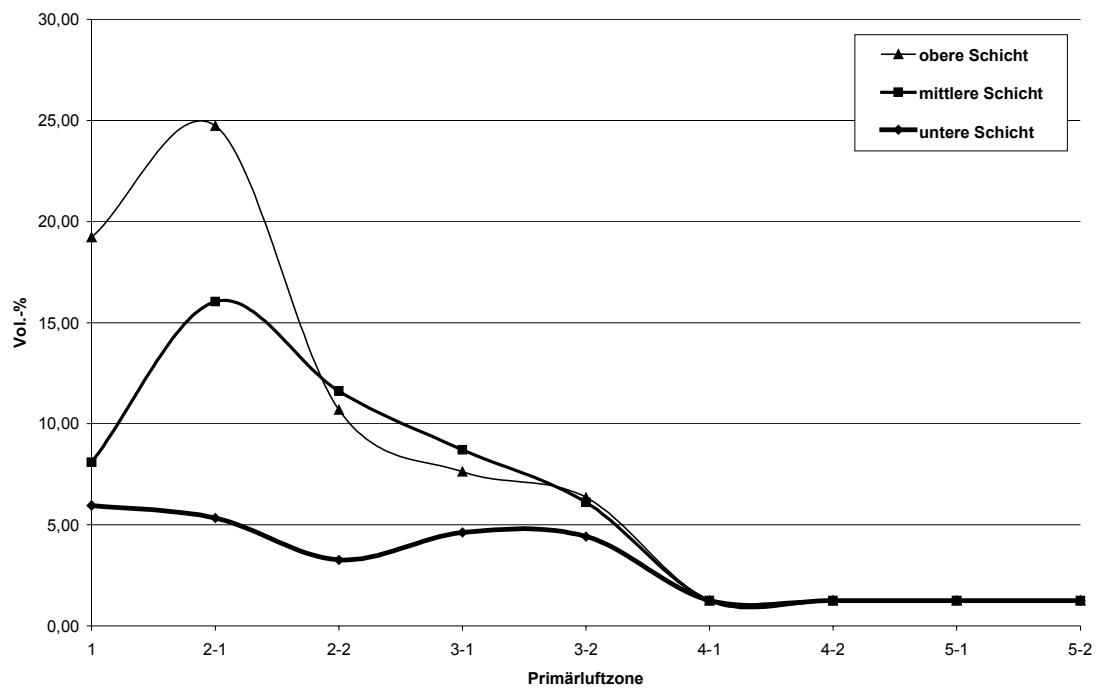


Abbildung 7-31: Konzentrationsprofil H₂O, Gasphase in Brennbett, Anlage 2

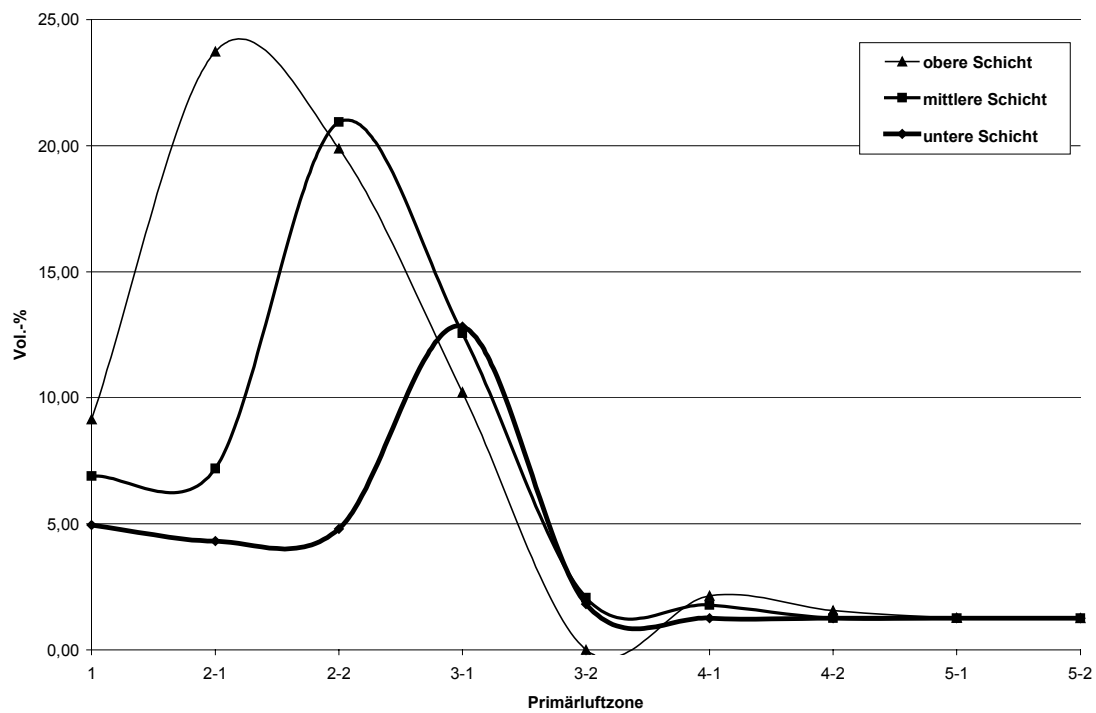


Abbildung 7-32: Konzentrationsprofil H₂O, Gasphase in Brennbett, Anlage 3

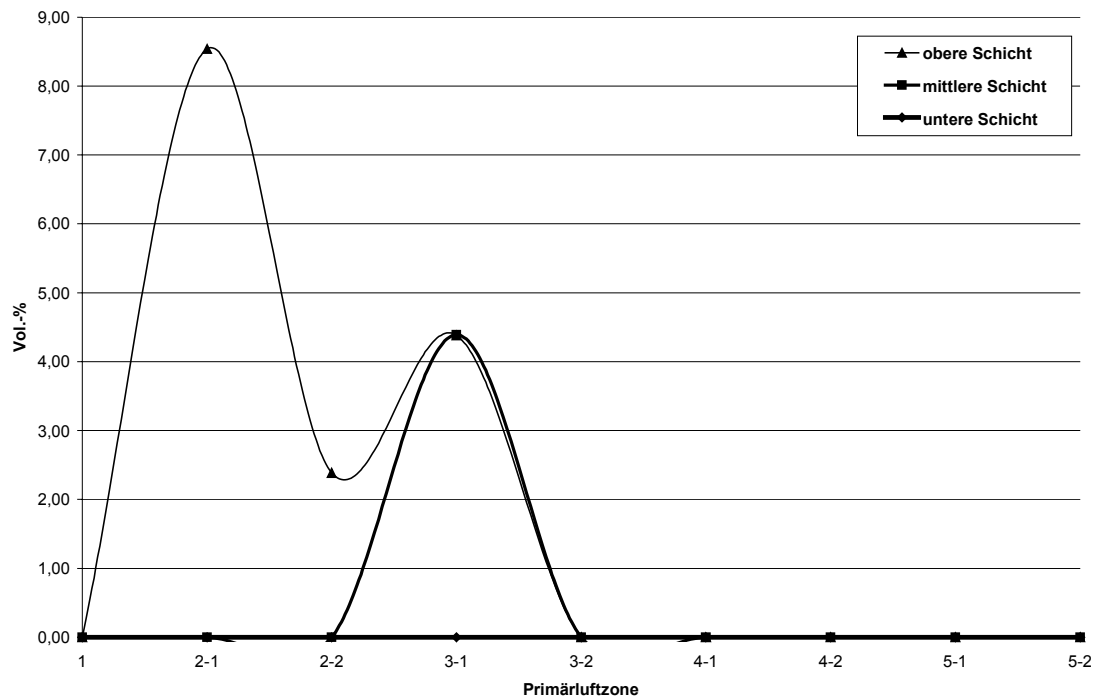


Abbildung 7-33: Konzentrationsprofil CO, Gasphase in Brennbett, Anlage 1a

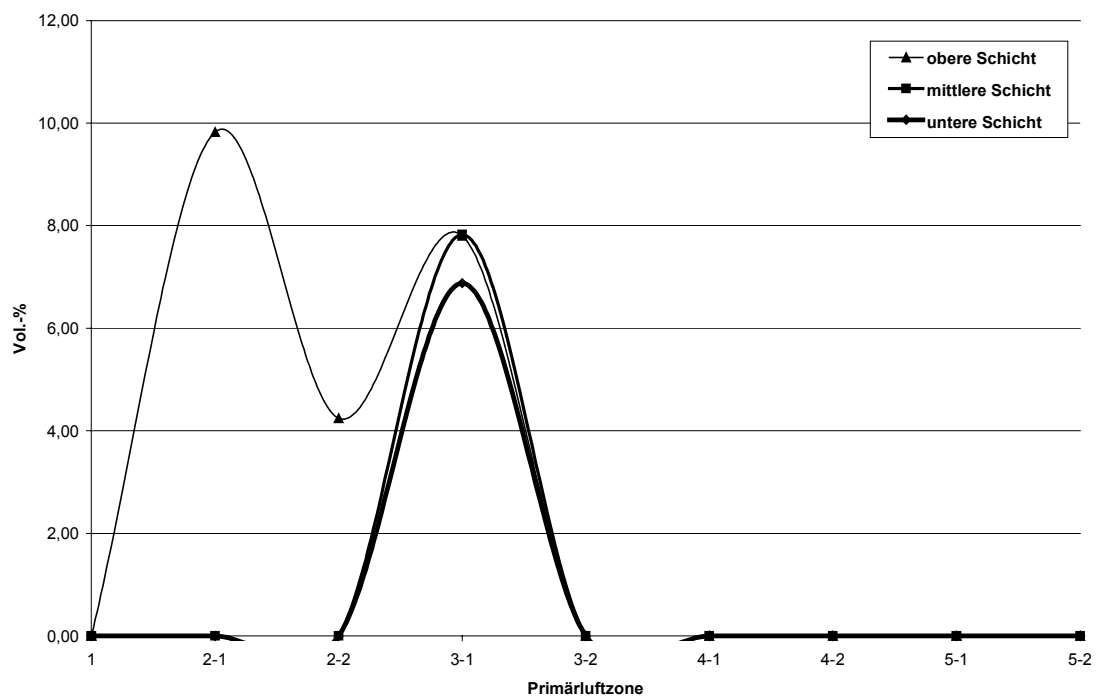


Abbildung 7-34: Konzentrationsprofil CO, Gasphase innerhalb Brennbett, Anlage 1b

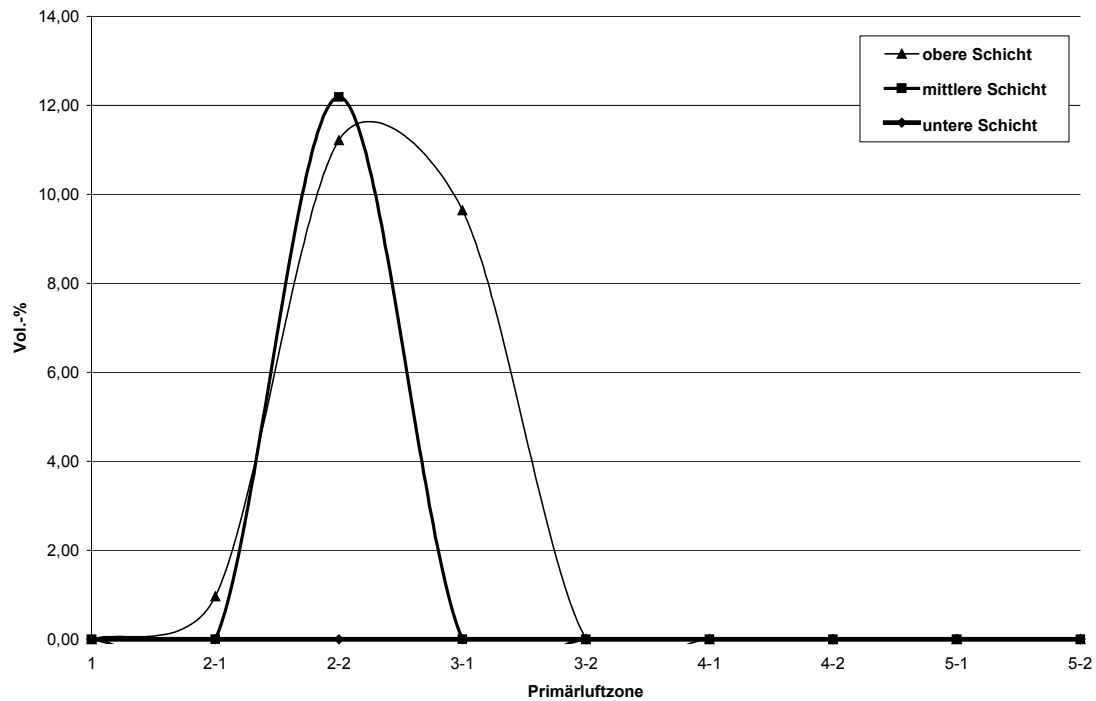


Abbildung 7-35: Konzentrationsprofil CO, Gasphase in Brennbett, Anlage 2

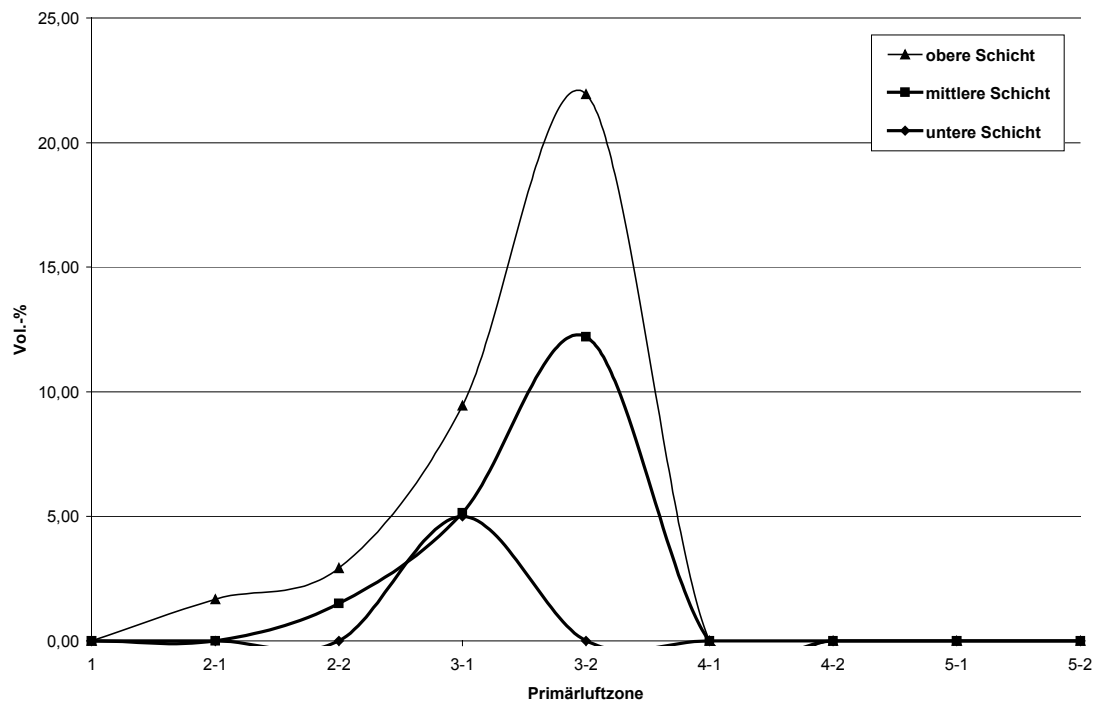


Abbildung 7-36: Konzentrationsprofil CO, Gasphase in Brennbett, Anlage 3

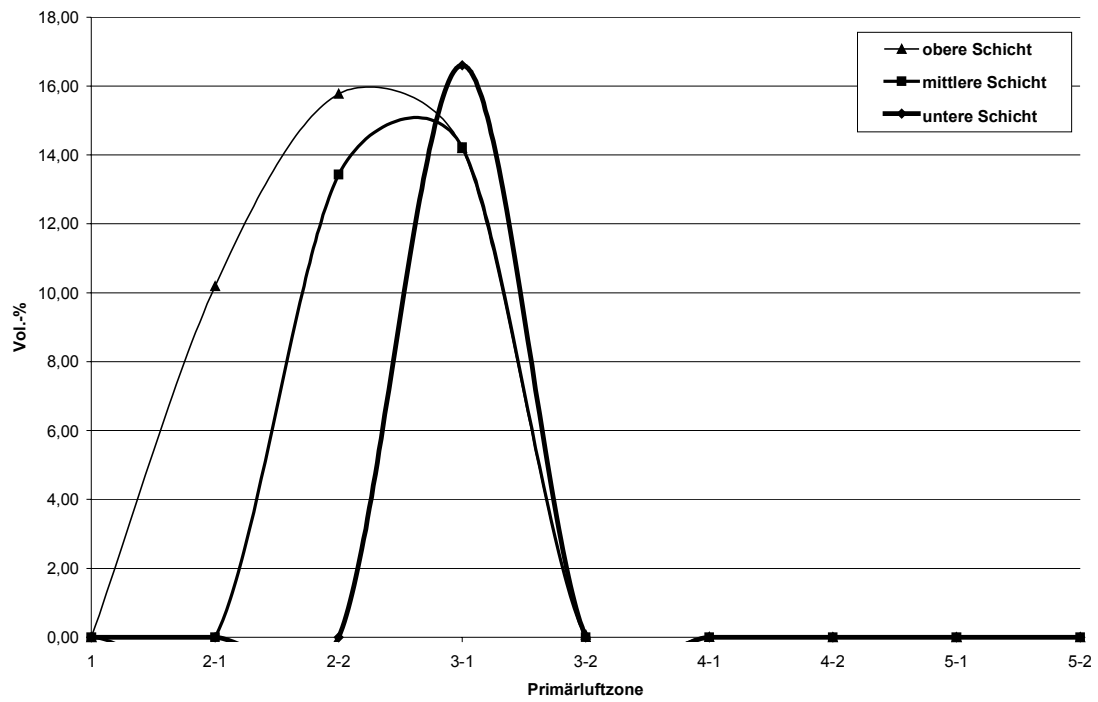


Abbildung 7-37: Konzentrationsprofil CO₂, Gasphase in Brennbett, Anlage 1a

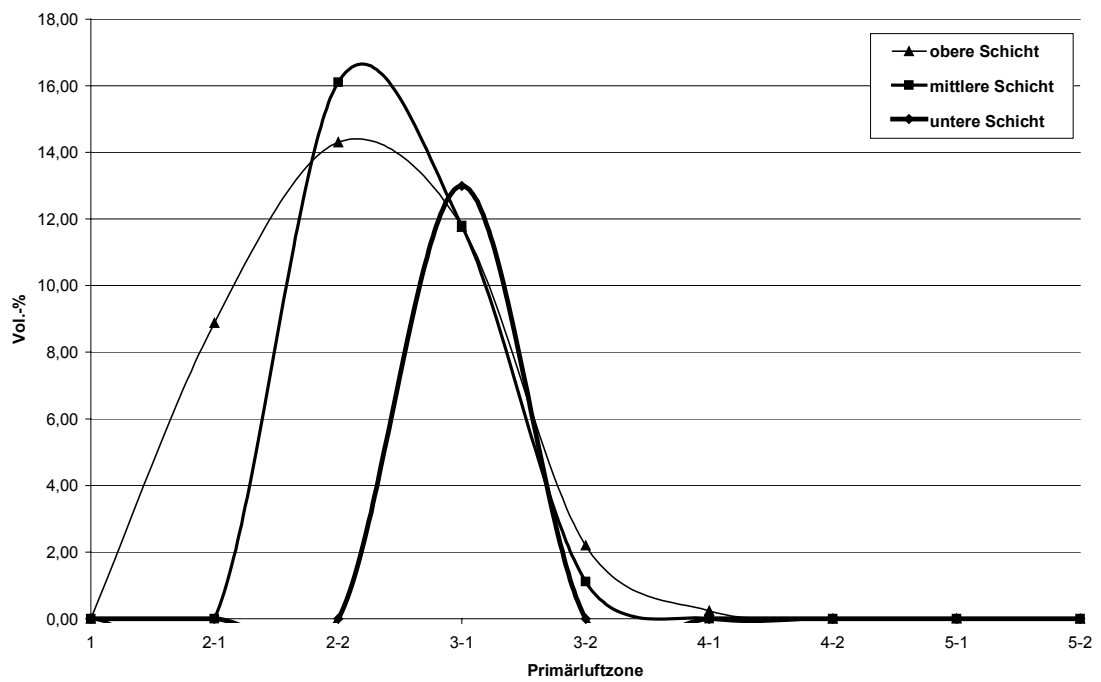


Abbildung 7-38: Konzentrationsprofil CO₂, Gasphase innerhalb Brennbett, Anlage 1b

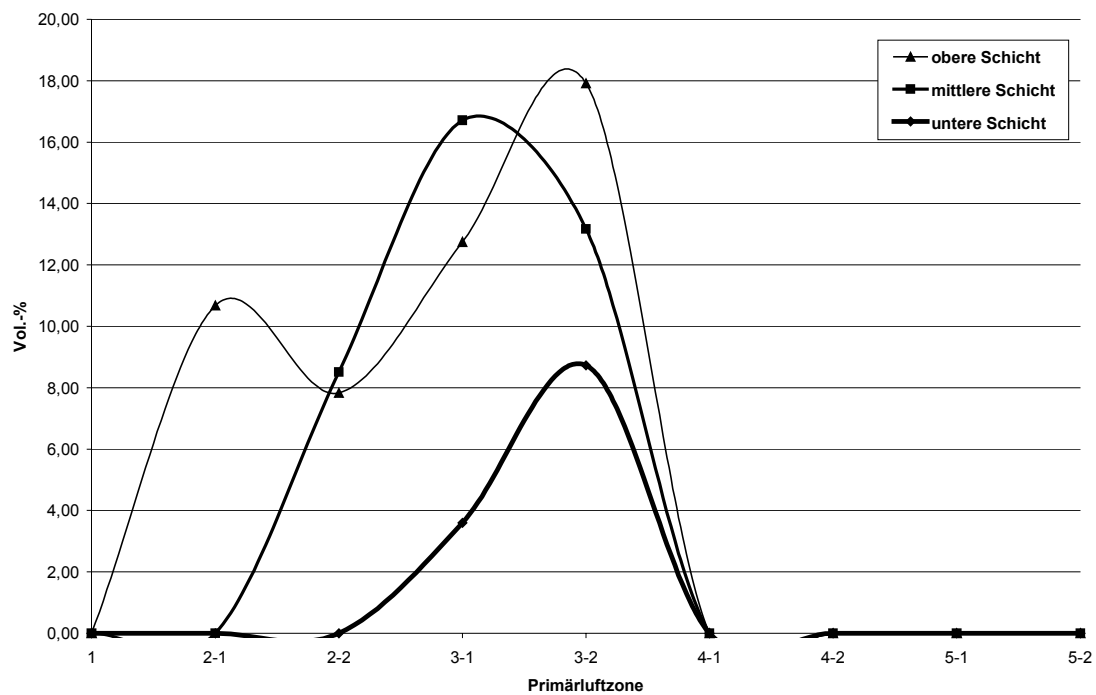


Abbildung 7-39: Konzentrationsprofil CO_2 , Gasphase in Brennbett, Anlage 2

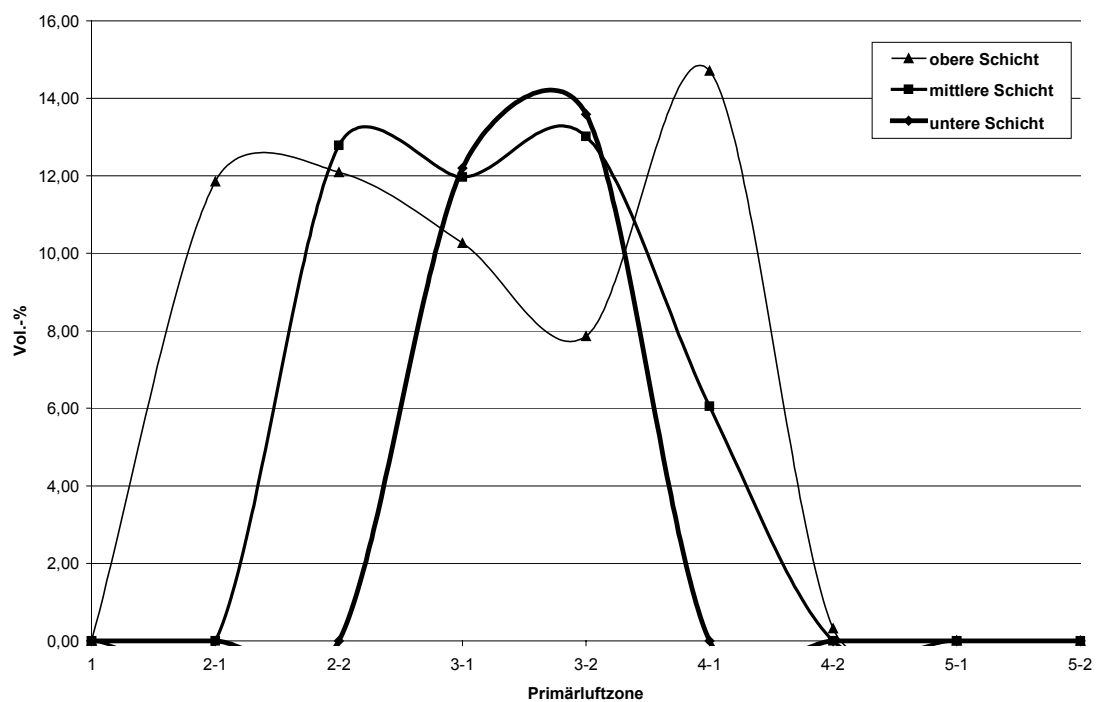


Abbildung 7-40: Konzentrationsprofil CO_2 , Gasphase in Brennbett, Anlage 3

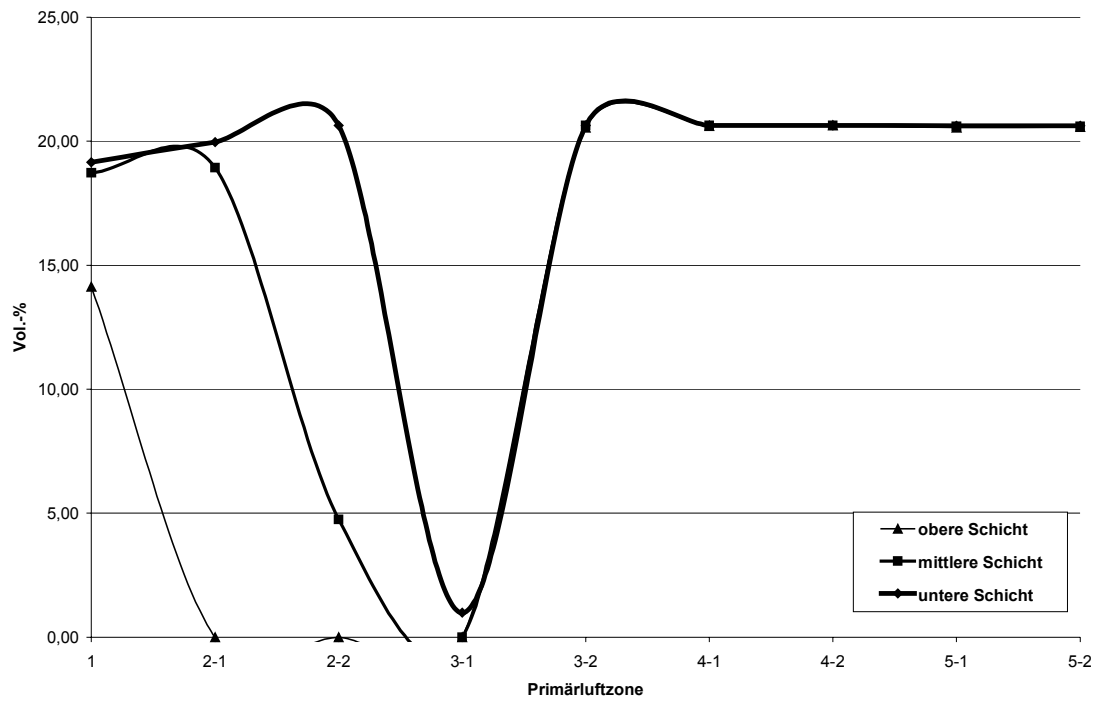


Abbildung 7-41: Konzentrationsprofil O_2 , Gasphase in Brennbett, Anlage 1a

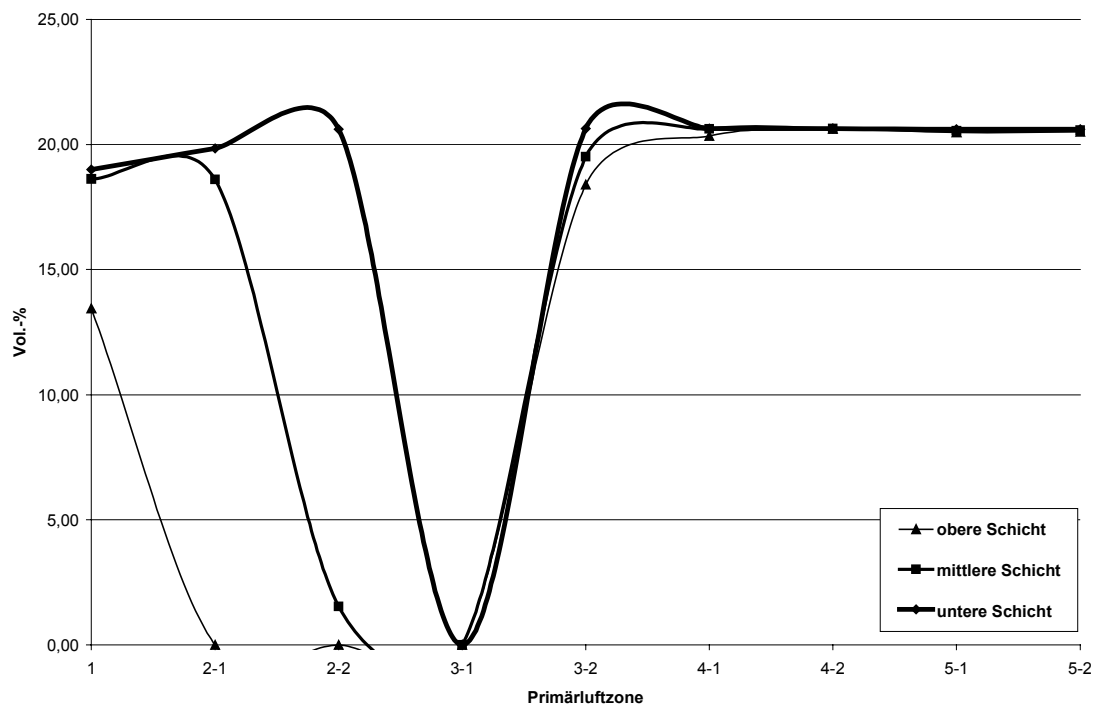


Abbildung 7-42: Konzentrationsprofil O_2 , Gasphase innerhalb Brennbett, Anlage 1b

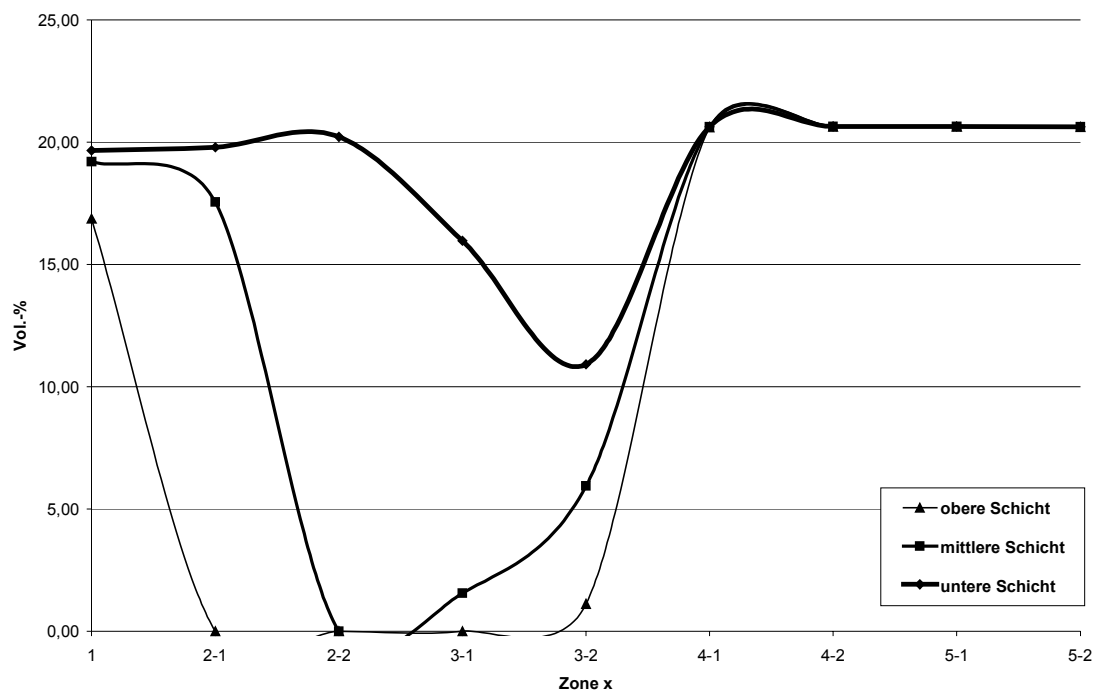


Abbildung 7-43: Konzentrationsprofil O₂, Gasphase in Brennbett, Anlage 2

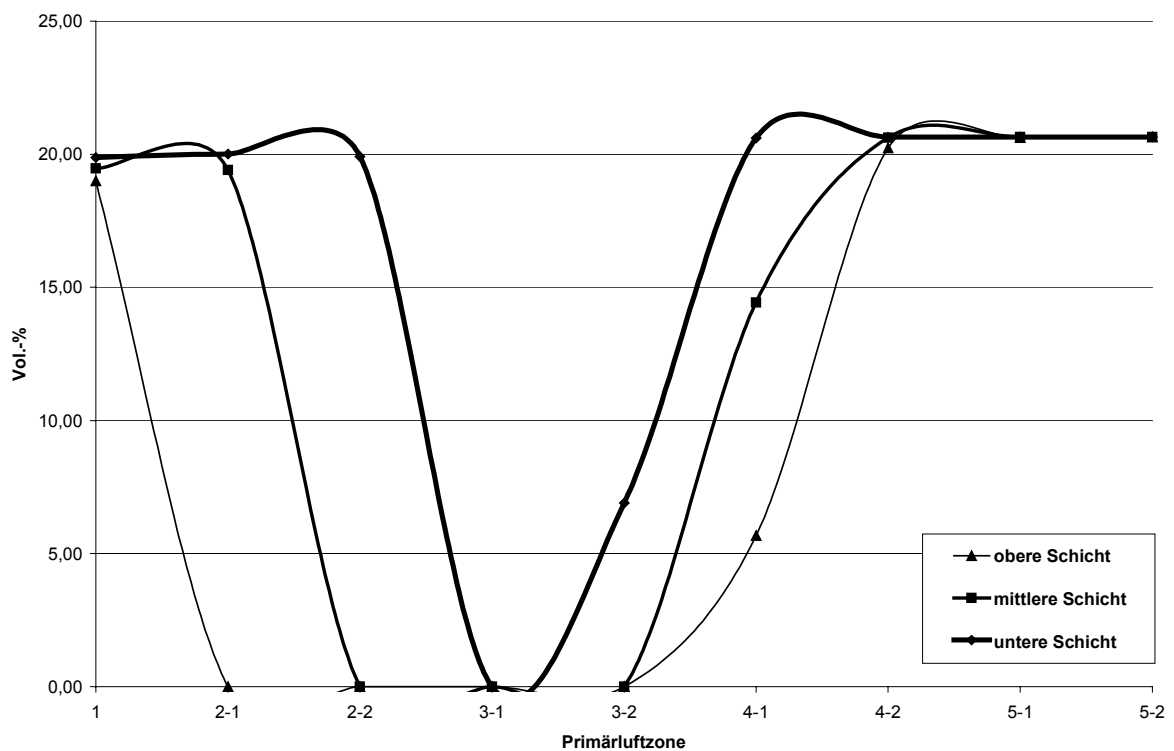


Abbildung 7-44: Konzentrationsprofil O₂, Gasphase in Brennbett, Anlage 3

8 Zusammenfassung

Bei der Projektierung und der Optimierung von Abfallverbrennungsanlagen steigt der Einsatz von computerunterstützten Methoden mehr und mehr. Dabei nimmt die Simulation der Strömungszustände (CFD-Modellierung; Computational Fluid Dynamics) aktuell einen besonderen Stellenwert ein, da viele auftretende Betriebsprobleme eng mit Strömungsphänomenen verwoben sind und auch zahlreiche Ausschreibungen für Neuanlagen Simulationen einfordern.

Diese Art der Simulation ist aber generell erschwert durch die Tatsache, dass der Brennstoff für solche Anlagen eigentlich als Störgröße zu sehen ist, der einen gleichmäßigen Betrieb wie beispielsweise in einem konventionellen, auf Regelbrennstoffen basierenden Kraftwerk behindert. Daher kommt der Abschätzung von hinreichend genauen brennbettseitigen Randbedingungen zur Parametrierung der CFD-Modelle eine große Bedeutung zu, um eine Übertragbarkeit der Ergebnisse in die Praxis zu gewährleisten.

Als Ergebnis dieser Arbeit ist daher eine Modellvorstellung formuliert worden, die in der Lage ist, auf Basis der aktuell verfügbaren Erkenntnisse sowie Möglichkeiten und in Verbindung mit einer Strömungssimulation, zu fundierten Ergebnissen mit hoher Praxisrelevanz zu gelangen.

Die dabei einzuhaltenden Aspekte lassen sich folgendermaßen beschreiben:

- Die Modellvorstellung muss in einem hohen Maße plausibel sein.
- Das Modell muss einen hohen Grad an Flexibilität und Anpassungsfähigkeit besitzen.
- Die benötigten Parameter müssen verfügbar und belastbar sein.
- Ergänzend ist eine geringe nötige Berechnungszeit einzuhalten, um in der Praxis einsetzbar zu sein.

Dazu wird in der vorliegenden Arbeit ein Modell abgeleitet und erstellt, welches auf der Basis einer Systemanalyse die wesentlichen Einflussfaktoren berücksichtigt, um einerseits ein tiefergehendes Verständnis des Prozesses in das Modell einfließen zu lassen und andererseits hinreichend genaue Strömungs-, Konzentrations- und Temperaturprofile zu erzeugen. Die Inhomogenität des Brennstoffs »Abfall« lässt dabei aber keine detaillierte Beschreibung zu, so dass das Modell nur »hinreichende« Ergebnisse erzeugen kann.

Aus der Systemanalyse der thermischen Abfallbehandlung in Rostfeuerungsanlagen lassen sich zunächst eine Vielzahl an Einflussmöglichkeiten ableiten, wobei aber die Faktoren Vermischungsleistung und Transportverhalten aus technischer Sicht sowie die Brennstoffcharakterisierung aus chemisch-physikalischer Sicht am bedeutendsten sind.

Diese Thematik wird auch bereits von einigen Forschungsgruppen aufgegriffen und in eigene Modellvorstellungen umgesetzt. Eine Analyse der dabei entwickelten Modelle ergibt eine weitgehende Übereinstimmung darin, dass eine Verbindung der Brennbettmodelle mit Strömungsmodellen zum Austausch von Parametern (beispielsweise Strömungsgeschwindigkeiten und Strahlungswärmeflüsse) notwendig ist. Zudem zeigt sich, dass die existierenden Modellvorstellungen teilweise Einschränkungen aufweisen.

Eine Charakterisierung der Vermischung und des Transportverhaltens wird dabei entweder durch empirische Ansätze oder in einem Fall durch die Lösung von Kräftebilanzen vorgenommen.

Von besonderem Interesse ist die Validierung der entwickelten Modellvorstellungen. Zumeist wird eine Überprüfung anhand von Messwerten durchgeführt, die nicht in direktem Zusammenhang mit dem Brennbett stehen. Es wird teilweise auch argumentiert, dass gar keine Validierung möglich ist, da sie hohe technische und wirtschaftliche Anforderungen stellt. Hier zeigt sich bereits, dass eine Überprüfung der Gültigkeit des Modells zumindest erschwert ist und zudem nicht unbedingt mit einfachen Methoden zu betreiben ist.

Das hier abgeleitete Modell erweitert nun die bekannten Modellvorstellungen dahingehend, dass einerseits die charakteristischen Merkmale der Abfallverbrennung auf Rostsystemen wie Vermischungs- oder Verweilzeitverhalten Berücksichtigung finden, wobei hier eine Modellvorstellung entwickelt wird, die auf der Analyse der geometrischen Verhältnisse beruht. Andererseits wird eine dreidimensionale Abbildung eingeführt, um auch in der Rosttiefe (bzw. -breite) inhomogene Profile nachbilden und realisieren zu können.

Die Überprüfung der Verfügbarkeit von notwendigen Parametern ergibt, dass es zahlreiche zu nutzende (teilweise empirische) Modellvorstellungen gibt, die einbezogen werden können. Daneben treten aber auch Parameter (beispielsweise Porosität der Brennstoffschicht oder Anteil Flüchtige) auf, die nicht in einem befriedigenden Maße wissenschaftlich beleuchtet wurden, so dass es an diesen Stellen zu Ungenauigkeiten kommen muss. Diese werden aber in Kauf genommen, da die Berücksichtigung der Parameter bereits jetzt erfolgen kann, um sie bei einer späteren Verfeinerung des Modells direkt mit einer höheren Genauigkeit einbeziehen zu können.

Diese so genannten Anpassungsparameter werden vom Nutzer, der damit eingeschränkt auch über Expertenwissen verfügen muss, bereitgestellt. Eine flankierende Sensitivitätsanalyse zeigt, dass die Übertragung von Fehlern durch die ungenaue Wahl von Anpassungsparametern sehr gedämpft auf einen Leitparameter (hier: mittlere Temperatur in der Turbulenzzone nach Eindüsung von Sekundärluft) wirkt.

Die Implementierung des Modells in eine Entwicklungs- und Lösungsumgebung wurde in Microsoft® EXCEL® vorgenommen. Damit wird erreicht, dass das Modell einerseits transparent übersehbar ist und andererseits sich schnell in gewohnte Arbeitsumgebungen einfügen lässt. Zudem verfügt das Programm über unterstützende Ressourcen, die eine Programmierung und/oder Lösung der Modellgleichungen erleichtern. Ergänzend wird auch die Visualisierung der Ergebnisse vereinfacht.

Die Überprüfung der Validität des Modells ist eng verknüpft mit der Anbindung an ein CFD-Modell und an die Verfügbarkeit von Messwerten aus existierenden Anlagen.

Die Verknüpfung beider Modellvorstellungen findet dabei über einen zeitlich versetzten Austausch von benötigten Parametern statt, bei dem die jeweiligen Modelle ohne kontinuierliche Verknüpfung berechnet werden. Es zeigt sich, dass bereits nach zwei Iterationsläufen des CFD-Modells eine befriedigende Lösung zu erreichen ist.

Die Datenverfügbarkeit für Validierungszwecke ist als dünn zu bezeichnen, so dass nur teils oberflächlich zu beobachtende Phänomene, teils im Labor abgeleitete Untersuchungen überprüft werden können. Zusammenfassend zeigt das hier entwickelte Modell eine befriedigende Übereinstimmung mit den herangezogenen Beobachtungen.

Für eine vertiefte Überprüfung sollte zukünftig ein umfangreiches Messprogramm initiiert werden, dass zudem nicht ohne weiteres an einer Technikumsanlage durchzuführen ist, da hier mechanische Einflüsse beispielsweise auf das Transport- und Vermischungsverhalten durch den maßstabsverkleinerten Aufbau zu erwarten sind.

Eine abschließende Parameterstudie wichtiger Designelemente von Abfallverbrennungsanlagen (Rostart, Feuerraumgestaltung, Luftüberschuss) zeigt deutliche, prozessrelevante Unterschiede auf, die in der jeweiligen Ausgestaltung liegen. Das Modell prognostiziert zwar ähnliche Ergebnisse bezogen beispielsweise auf die Rostaschequalität, doch der (Prozess-)Weg dahin weist gravierende Unterschiede (beispielsweise Temperatur- und Gasspeziesfreisetzungssprofil) auf. Diese Feinheiten können für weitergehende Designansätze zur Verbesserung des allgemeinen Betriebsverhaltens genutzt werden.

Neben den hier dargelegten Zielen, bessere Randbedingungen für eine Strömungssimulation zu erzeugen, eröffnet sich abschließend natürlich auch die Möglichkeit, die Vorgänge im Brennbett selber zu beleuchten und ggf. dort weitere Erkenntnisse zu erlangen. Als mögliche Aspekte sind dabei die Qualität der Rostaschen, das Ausbrandverhalten des Brennstoffs bei abgesenktem Luftüberschuss oder auch die Schadgasbildung (Minoritätskomponenten NO_x , SO_x , Schwermetalle etc.) zu nennen. Insbesondere der letzte Aspekt lässt sich vorteilhaft in einem so genannten Postprocessing behandeln, wenn sich ein Temperatur- und Konzentrationsprofil der dominierenden Reaktionen eingestellt hat. Hier erscheint es möglich, durch Vorgabe dieser Daten in ein auf Thermodynamik beruhendes Modell die Entstehung, Freisetzung und Verteilung dieser gasförmigen Substanzen besser zu prognostizieren. Eine ähnliche Vorgehensweise haben bereits andere Autoren gewählt, die aber direkt auf der Basis der thermodynamischen Gleichgewichte Ergebnisse erzeugen.

Zusammenfassend betrachtet ist das Modell in der Lage, hinreichend genaue Ergebnisse zu erzeugen, die eine Verbesserung zum Stand der Wissenschaft darstellen. Weiterhin entwicklungsbedürftig sind vor allem die genutzten Parameter und Daten, die noch nicht umfassend untersucht worden sind. Dazu zählen neben manchen kinetischen Daten auch weitergehende Modelle für physikalische Zusammenhänge, wie beispielsweise die Porosität der Abfallschüttung. Daneben ist auch für eine detaillierte Validierung mit einhergehender Anpassung der Modellparameter ein umfangreicheres Messprogramm zu entwerfen und durchzuführen.

9 Formel- und Abkürzungsverzeichnis

Symbole:

Bezeichnung	Bedeutung	Dimension
A	spez. Oberfläche	[m ² /m ³]
AV	Absorptionsvermögen	[-]
b	Breite	[m]
C	Kohlenstoff	
c	Konzentration	[mol/m ³]
CFD	Computational Fluid Dynamics	
c _p	Wärmekapazität bei konstantem Druck	[kJ/mol·K], [kJ/kg·K]
D	Diffusionskoeffizient	[m ² /s]
d	Durchmesser	[m]
\vec{F}	Vektor einer Volumenkraft	[N/m ²]
G	Strahlungswärmefluss	[W/m ²]
H	Enthalpie	[J]
K	Gleichgewichtskonstante	[(mol/m ³) ^{Δn}], [(Pa) ^{Δn}]
k	Geschwindigkeitskonstante	[1/s], [(mol/m ³) ^x ·1/s], [mol/(m ² ·s·Pa)]
l	Länge	[m]
m	Massengehalt (Hold up)	[kg]
M	Molmasse	[kg/mol]
n	Stoffmenge	[mol]
\dot{n}	Molenstrom	[mol/s]
p	Druck	[Pa]
q	spez. Reaktionsenthalpie	[kJ/mol]
Q	Wärmeinhalt	[J]
\dot{Q}	Wärmestrom	[W]
\dot{q}	Wärmestromdichte	[W/m ³], [W/m ²]
R	Gaskonstante	[J/kg·K]
r	Radius	[m]
\dot{r}	oberflächen- oder volumenbezogene Reaktionsrate	[mol/m ³ ·s], [mol/m ² ·s]
\dot{R}	Reaktionsrate	[mol/s]
s	Quervermischungsfaktor	[-]
$s^{x,y,z-(x-1,y,z)}$	Verhältnis von Kontaktfläche zu Abstand zwischen den Zellen x,y,z und x-1,y,z	[m ² /m]
S	Massenanteile	[kg/kg]
T	Temperatur	[K], [°C]
t	Zeit	[s]
\bar{u}	Mittlere Geschwindigkeit	[m/s]
\hat{u}	Turbulenter Schwankungswert der Geschwindigkeit	[m/s]
u	Geschwindigkeit	[m/s]
\vec{u}	Geschwindigkeitsvektor	[m/s]
V	Volumen	[m ³]
\dot{V}	Volumenstrom	[m ³ /s]
VBA	Visual Basic for Applications	
y	Volumenanteil	[m ³ /m ³]
x,y,z	Zellbezeichnung	

Griechische Symbole

Bezeichnung	Bedeutung	Dimension
α	Wärmeübergangszahl	[J/m ² K]
δ, γ	Winkel	[°]
Φ	Massentransportstrom	[kg/s]
χ	Labyrinthfaktor	[-]
ε	Emissivität	[-]
ε	Porosität, Hohlraumfaktor	[-]
η	dynamische Viskosität	[kg/m·s]
η	Porennutzungsgrad	[-]
φ	Formfaktor	[-]
κ	Partikelanzahl (Hold up)	[-]
$\dot{\kappa}$	Partikelstrom	[1/s]
λ_i	Wärmeleitfähigkeit der Spezies i	[W/m·K]
λ	Luftüberschusszahl	[-]
ν	kinematische Viskosität	[m ² /s]
ν	Stöchiometriekoeffizient	[-]
ρ	Dichte	[kg/m ³]
σ	Strahlungskoeffizient des schwarzen Körpers	[-]
τ	Verweilzeit	[s]
ω	Massenanteil	[kg/kg]
ξ	Volumenanteil	[-]
ψ	Molanteil	[mol/mol]
ψ	Hohlraumanteil	[-]
β	Stoffübergangskoeffizient	[m ² /s]
Θ	allgemeiner Quellterm	
ϕ	allgemeine abhängige Transport-/Strömungsgröße	
Γ	allg. Austauschkoefizient einer Strömungsgröße	

Tiefgestellte Indices

∞	unendlich
0	Standardbedingungen ($T_0=298,15$ K; $p_0=101,325$ kPa)
0	Startwert
A	Asche
AZ	Abbrandzeit
BO	Boudouard-Reaktion
C	Kohlenstoff
ch	chemisch
eff	effektiv
f	Fluid
G	Gas
ges	gesamt
GGW	Gleichgewicht
GS	Grenzschicht
h	Hohlraum
hy	hydraulisch

Tiefgestellte Indices, Fortsetzung

i, j	Laufindices
k	Konvektion
l	Leitung
lam.erz	laminar erzwungen
LR	Leerrohr
m, n, o, p, q, r	Stöchiometriefaktoren
nz	Nicht-Zellulose
P	Partikel
PG	Phasengrenze
PO	Partielle Oxidation
PL	Primärluft
p	Druck
pd	Porendiffusion
r	Radiation (Strahlung)
R	Reaktor
Rea	Reaktion
S	Feststoff
Str	Strahlung
turb.erz	turbulent erzwungen
Üb	Übergang
W	Wand
W	Wasser
WG	Wassergasreaktion
x, y, z	Raumrichtungen in kartesischen Koordinaten
Z	Zelle, Zone
z	Zellulose

Hochgestellte Indices

aus	Austritt
ein	Eintritt
RSR	Rückschubrost
s	Sättigung
VSR	Vorschubrost
WR	Walzenrost
x,y,z	Ortsbezeichnung einer Berechnungszelle
Z	Zellenbezeichnung
Δn	Molzahländerung einer chemischen Reaktion

Dimensionslose Kennzahlen

Bo	Bodensteinzahl	$Bo = \frac{u \cdot l}{D}$
Nu	Nusseltzahl	$Nu = \frac{\alpha \cdot d_p}{\lambda_G}$
Pe	Pecletzahl	$Pe = \frac{u \cdot d_{hy}}{D}$

Dimensionslose Kennzahlen, Fortsetzung

Pr	Prandtlzahl	$Pr = \frac{\eta \cdot c_p}{\lambda}$
Re	Reynoldszahl	$Re = \frac{u \cdot d_{hy}}{\nu}$
Re_p	Reynoldszahl Partikel	$Re_p = \frac{(u_G - u_p) \cdot d_p}{\nu}$
Sc	Schmidtzahl	$Sc = \frac{\nu}{D}$
Sh	Sherwoodzahl	$Sh = \frac{\beta \cdot d}{D}$
Sh_p	Sherwoodzahl Partikel	$Sh_p = \frac{\beta \cdot d_p}{D}$

Mathematische Operatoren (in kartesischen Koordinaten)

div \vec{e}	Divergenz eines beliebigen Vektors \vec{e} ergibt einen Skalar	$div \vec{e} = \frac{\partial e_x}{\partial x} + \frac{\partial e_y}{\partial y} + \frac{\partial e_z}{\partial z}$
grad e	Gradient eines beliebigen Skalars e ergibt einen Vektor	$grad e = \begin{pmatrix} \frac{\partial e}{\partial x} \\ \frac{\partial e}{\partial y} \\ \frac{\partial e}{\partial z} \end{pmatrix}$
grad \vec{e}	Gradient eines beliebigen Vektors \vec{e} ergibt einen Tensor	$grad \vec{e} = \begin{pmatrix} \frac{\partial e_x}{\partial x} & \frac{\partial e_x}{\partial y} & \frac{\partial e_x}{\partial z} \\ \frac{\partial e_y}{\partial x} & \frac{\partial e_y}{\partial y} & \frac{\partial e_y}{\partial z} \\ \frac{\partial e_z}{\partial x} & \frac{\partial e_z}{\partial y} & \frac{\partial e_z}{\partial z} \end{pmatrix}$

10 Literaturverzeichnis

- [AHLH85] Ahlheim, M.; Römer, R.: Einfluss der Feuerung auf die Emission an Schwermetallen. Chemie Ingenieur Technik 57(1985)3
- [AHME89] Ahmed, S.; Kumar, R.; Helt, J.E.: Computer Simulation of a Municipal Solid Waste Combustor. JAPCA 39(1989)10
- [ALWA03] Siedlungsabfallentsorgung bis 2012 – droht uns der Entsorgungsnotstand? WLB Wasser Luft Boden 47(2003)6
- [ANDR92] Andreoli, B.: Entwicklung der Technologie der Müllverbrennung in Rostfeuerungen am Beispiel des Von Roll-Feuerungsleistungssystems. Energieanwendung 41(1992)1
- [APPE02] Appel, J.; Ott, S.; Schierholz, W. F.: Einsatz von CFD-Simulationen zur Unterstützung der Auslegung und zur Optimierung von Müllverbrennungsanlagen. Chemie Ingenieur Technik 74(2002)9
- [AVIA93] N.N.: AVI Amsterdam - Müllverbrennungsanlage. Firmenschrift der AVI Amsterdam, Niederlande. 1993
- [BABC96] N.N.: Persönliche Auskünfte. Deutsche Babcock Anlagen GmbH. Oberhausen. 1996
- [BANK95] Bank, M.: Basiswissen Umwelttechnik. 3. aktualisierte und überarbeitete Auflage. Vogel-Verlag. Würzburg. 1995
- [BARI93] Barin, I.; Erikson, G.; Schmidt, W.: equiTherm Profi 3.02/V 4.02, Thermodynamik Software. VCH Scientific Software. Weinheim. 1993
- [BARI96] Barin, I.; Igelbüscher, A.; Zenz, F.R.: Thermodynamische Modelle zur Analyse der Verfahren für die thermische Entsorgung von Müll. Chemie Ingenieur Technik 68(1996)12
- [BART90] Barton, R. G.; Clark, W. D.; Seeker, W. R.: Fate of Metals in Waste Combustion Systems. Combustion Science and Technology 74(1990). S. 327-342
- [BAUL94] Baulch, D.L.; Cobos, C. J.; Cox, R. A.; Frank, P.; Hayman, G.; Just, T.; Kerr, J. A.; Murrells, T.; Pilling, M. J.; Troe, J.; Walker, R.W.; Warnatz, J.: Summary Table of Evaluated Kinetic Data for Combustion Modeling: Supplement 1. Combustion and Flame 98(1994)1
- [BECK94-1] Beckmann, M.; Scholz, R.: Modellvorstellungen zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostfeuerungen. GVC Symposium Abfallwirtschaft. 1994
- [BECK94-2] Beckmann, M.; Scholz, R.: Zum Feststoffumsatz bei Rückständen in Rostsystemen. Brennstoff Wärme Kraft 46(1994)5
- [BECK95] Beckmann, M.: Mathematische Modellierung und Versuche zur Prozeßführung bei der Verbrennung und Vergasung in Rostsystemen zur thermischen Rückstandsbehandlung. Dissertation. TU Clausthal. 1995
- [BECK00] Beckmann, M.; Scholz, R.: Residence Time Behaviour of Solid Material in Grates Systems. Proc. INFUB 2000. 5th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers. Porto, Portugal. 11.-14. April 2000
- [BEHR92] Behrendt, T.: Thermodynamische Modellierung des Betriebsverhaltens von Hausmüllverbrennungsanlagen am Beispiel TAMARA, Fortschritts-Bericht VDI Reihe 15 Nr. 99. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1992
- [BESC78] Besch, H.: Thermische Behandlung von Haushaltsabfällen. Abfallwirtschaftsseminar an der TU Berlin. Aus: Abfallwirtschaft an der Universität Berlin. Band 2. Berlin. 1978

- [BEUK95] Beukens, A.G.: Thermodynamische und kinetische Grundlagen für Ent-, Vergasungs- und Konversionsprozesse. Feuerungs-, Verbrennungs- und Vergasungstechniken. Seminar VDI Bildungswerk. München. 4-5. Mai 1995
- [BIRT00] Birtigh, A.: CFD in der chemischen Verfahrenstechnik aus industrieller Sicht. Chemie Ingenieur Technik 72(2000)3
- [BISC99] Bischof, R.: Vielseitige Eckrohrkessel - Auf dem Weg zur Systemtechnik: Kopplung von Energieerzeugung, Abfallverwertung und Abwasseraufbereitung. Wasser Luft Boden 43(1999)5
- [BORN95] Born, M.; Seifert, P.: Chlorkorrosion an Dampferzeugern - Thermodynamische Berechnungen erklären die Beobachtungen in der Praxis. VGB-Fachtagung Thermische Abfallverwertung 1995. München. 1995
- [BORN98] Born, M.: Vergasung von Abfällen: Verfahren und Prozessführung. Special Brennstoff Wärme Kraft. Oktober 1998
- [BOWM75] Bowman, C.T.: Kinetics of Pollution Formation and Destruction in Combustion. Prog. Energy Comb. Sci. 1(1975). S. 33-45
- [BRAN91] Brandt, F.: Brennstoffe und Verbrennungsrechnung. FDBR-Fachbuchreihe Bd. 1. Vulkan-Verlag. Essen. 1991
- [BRAN97] Brandt, C.: Thermodynamische Modellierung der thermischen Behandlung von Abfällen. Diplomarbeit. Fakultät für Ingenieurwissenschaften, Abteilung Maschinenbau, Institut für Energie- und Umweltverfahrenstechnik, Fachgebiet Abfalltechnik, Universität GH Duisburg, durchgeführt am Institut UMSICHT e.V. 1997
- [BRAU71] Brauer, H.: Grundlagen der Ein- und Mehrphasenströmung. Verlag Sauerländer. Frankfurt/Main. 1971
- [BREM90] Brem, G.; Gort, R.; van Kessel, L. B. M.: Theoretical and Experimental Modelling of Municipal Solid Waste Incineration. in: Faulstich, M.: Rückstände aus der Müllverbrennung. EF-Verlag Berlin. 1990
- [BREM93] Brem, G.; Gort, R.: Characteristics of MSW Combustion in a Laboratory Grate Furnace. VDI Berichte 1090. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1993
- [BRON95] Bronstein, I.; Semendjajew, K.: Taschenbuch der Mathematik. Verlag Harri Deutsch. Frankfurt am Main. 1995
- [BRUC99] Bruch, C.; Nussbaumer, T.; Peters, B.: Modellierung der Festbettverbrennung am Beispiel des Brennstoffs Holz. VDI Berichte Nr. 1492. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1999
- [BRUN86] Brunner, P.H.; Mönch, H.: The Flux of Metals through a Municipal Solid Waste Incinerator. Waste Management & Research (1986)4
- [BÜRK97] Bürkle, S.; Reimert, R.; Henrich, E.: Reactivity of Cokes from Waste Pyrolysis. 9th International Conference on Coal Science. DGMK. 1997
- [BUSC93] Busch, M.; Rampp, F.; Martin, J.; Horn, J.: Entwicklung einer kamerageführten Feuerungsregelung zur Verbesserung des Verbrennungs-, Ausbrand- und Emissionsverhaltens einer Abfallverbrennungsanlage. VGB Kraftwerkstechnik 73(1993)7
- [CHAP96] Chapman, P.: ABB redesigns a Waste Incinerator using Fluent. Fluent Newsletter. Spring 1996
- [CHOI94] Choi, S.; Lee, J.S. ; Kim, S.K. ; Shin, D.H.: Cold Flow Simulation of Municipal Waste Incinerators. 25th Symposium (International) on Combustion. The Combustion Institute. 1994

- [CHRY95] Chryssos, G.: Verfahrensgrundlagen zur thermischen Behandlung von Reststoffen. Thermische Verwertung von Reststoffen PTS-MS 02/95. Papiertechnische Stiftung (PTS-WAF). München. 1995
- [CREM99] Cremer, I.; Wolf, C.; Hiller, R.: Strömungssimulation von Müllverbrennungsanlagen im Teillastbereich am Beispiel der MVA Ludwigshafen. FLUENT-Anwendertreffen. Mannheim. 1999
- [CULL72] Cullis, C.F.; Mulcahy, M.F.R.: The Kinetics of Combustion of Gaseous Sulphur Compounds. Combustion and Flame 18(1972). S. 225-292
- [DACH96] Dach, J.; Lohf, A.; Jager, J.: Modellierung der effektiven Wärmeleitfähigkeit in der Abfalltechnik - was ist machbar? EntsorgungsPraxis 13(1996)4
- [DASZ90] Daszkowski, T.; Eigenberger, G.: Zum Einfluss einer genauen Strömungsmodellierung auf die Beschreibung von Festbettreaktoren. Chemie Ingenieur Technik 62(1990)10
- [DEER01] Deerberg, G.: Mathematische Methoden und Modelle in der Umweltwissenschaft. Interdisziplinäres Fernstudium Umweltwissenschaften. Kurs 71338. FernUniversität Hagen und Fraunhofer UMSICHT. Hagen/Oberhausen. 2001
- [DIET91] Dietz, U.: Einsatz mathematischer Modelle zur Simulation industrieller Feuerräume unter besonderer Berücksichtigung des Strahlungsaustausches. Dissertation. Universität Stuttgart. 1991
- [DÖRI93] Döring, F.; Heil, O.; Wirtz, S.; Kremer, H.: Untersuchung der austrittsnahen Strömung und Mischung drallfreier turbulenter Strömungen aus komplexen Austrittsgeometrien. VDI-Berichte 1090 Verbrennung und Feuerung - 16. Deutscher Flammentag. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1993
- [DOS91] Dos Santos, A. M.: Study of a MSW Incinerator: Overall Operation and On-Site Measurements Over the Grate/Overall Operation and On-Site Measurements in the Fire-Box. Activity Reports to STEV-1182 Avfallsvörbränning. Dept. of Heat and Furnace Technology. Royal Institute of Technology. Stockholm, Schweden. 1991
- [EDDI92] Eddings, E. G.; Lighty, J. S.: Fundamental Studies of Metal Behavior During Solids Incineration. Combustion Science and Technology 85(1992). S. 375-390
- [ERIK99] Eriksen, B.: Waste Incineration Technology with special Emphasis on Center Flow Incineration, Water Cooled Grate and Advanced Combustion Control. Conference Waste-to-Energy. The latest Technical Development. Malmö, Schweden. 30.9-1.10.1999
- [FITZ89] Fitzer, E.; Fritz, W.: Technische Chemie - Einführung in die Chemische Reaktionstechnik. Springer Verlag. Berlin. 1989
- [FLUE98] FLUENT 5. User's Guide Volume 2. Chapter 10. Fluent Inc. July 1998
- [FRIT94] Fritsky, K.J.; Miller, D.L.; Cernansky, N.P.: Methodology for Modelling the Devolatilization of Refuse-derived Fuel from thermogravimetric Analysis of Municipal Solid Components. Journal of Air & Waste Management Association 44(1994)9
- [GARC95] Garcia, A.N.; Font, R.; Marcilla, A.: Thermogravimetric Study of the Pyrolysis of Municipal Solid Waste. Thermochimica Acta 254(1995). S. 277-304
- [GIRO01] Girod, K.: Ermittlung des Standes der modell- und rechnergestützten Strömungssimulation von Müllverbrennungsanlagen. Studienarbeit. Lehrstuhl für Umwelttechnik, Fachbereich Chemietechnik, Universität Dortmund, durchgeführt am Fraunhofer Institut UMSICHT. 2001

- [GOCK93] Gockel, B.; Kremer, H.; Wirtz, S.; Heil, O.: Dreidimensionale Feuerraumsimulation von braunkohlegefeuerten Dampferzeugern mit Berücksichtigung der Stickoxidbildung. VDI-Berichte 1090 Verbrennung und Feuerung - 16. Deutscher Flammentag. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1993
- [GOH98-1] Goh, Y.R.; Siddal, R.G.; Nasserzadeh, V.; Zakaria, R.; Swithenbank, J.; Lawrence, D.; Garrod, N.; Jones, B.: Mathematical Modelling of the Waste Incinerator Burning Bed. Journal of the Institute of Energy 71(1998)5
- [GOH98-2] Goh, Y.R.; Siddal, R.G.; Savas, D.; Lim, C.N.; Zakaria, R.; Chan, K.H.; Swithenbank, J.; Nasserzadeh, V.; Taylor, D.S.; Lawrence, D.; Garrod, N.; Sykes, G.: Fundamental Studies and Mathematical Modelling of Municipal Solid Waste Combustion in Travelling Grate Incinerators. Joint British – French Flame Days 1998: Control of Flames and Combustion Processes. Guernsey, England. 1998
- [GOH99] Goh, Y. R.; Siddal, R.G. ; Nasserzadeh, V., Swithenbank, J.: Fundamental Principles of Incinerator Design. Special Issue: Thermal Energy Engineering and the Environment. The Australian Research Journal 7(1999)5/6
- [GOH00] Goh, Y.R.; Lim, C.N.; Nasserzadeh, V.; Zakaria, R.; Chan, K.H.; Reynolds, G.; Yang, Y.B.; Siddall, R.G.; Swithenbank, J.: Mixing, Modelling and Measurement of Incinerator Combustion. Trans IChemE 78(2000)1, Part B
- [GÖRN86] Görner, K.: Strömungsvorgänge in Feuerräumen von Dampferzeugern. VGB Kraftwerkstechnik.66(1986)3
- [GÖRN89] Görner, K.; Zinser, W.: Simulation industrieller Verbrennungssysteme. Chemie-Ingenieur- Technik 59(1989)11
- [GÖRN91] Görner, K.: Technische Verbrennungssysteme: Grundlagen, Modellbildung, Simulation. Springer Verlag. Berlin. 1991
- [GÖRN99] Görner, K.; Klasen, Th.; Kümmel, J.: Optimierung der Sekundärlufteindüsung in den Feuerraum einer Müllverbrennungsanlage bei der Verwendung eines Sekundärluft-Düsenprismas. Ergänzender und erweiterter Beitrag zum 19. Deutschen Flammentag Dresden. 14./ 15. September 1999
- [GÖRN01-1] Görner, K.: Optimierung von Rostverbrennungssystemen für Restabfälle unter sich verändernden Anforderungsprofilen. VDI Seminar: Energetische Nutzung von Abfällen – Ersatzbrennstoffe – Altholz, Tiermehl – Klärschlamm – SLF – MBA – Fraktion – Abfallmanagement. Oberhausen. 2001
- [GÖRN01-2] Görner, K.: Waste Incineration. State-of-the-Art and Developments. IFRF 13th Members' Conference 15th-18th May 2001. Noordwijkerhout. Niederlande. 2001
- [GÖRN02] Görner, K.; Klasen, T.: Betriebsoptimierung von thermischen Abfallbehandlungsanlagen durch CFD-Simulation. 13. DVV Kolloquium; Thermische Verfahren der Abfallbehandlung – Entwicklungen, Optimierungen, Bewertungen. 23./24. September 2002. Weimar
- [GOVA93] Govardhana, R.; Saxena, S.C.: Prediction of Flue Gas Composition of an Incinerator Based on a Nonequilibrium-Reaction Approach. Air & Waste 43(1993)5
- [GRUB91] Gruber, T.: Grundlagen zur Regelung einer Rostfeuerung. in: Thomé-Kozmiensky, K.-J. Müllverbrennung und Umwelt 5. EF-Verlag. Berlin. 1991
- [GRUB92] Gruber, T.: Prozesse bei der Verbrennung auf dem Rost: in: Thomé-Kozmiensky, K.J.: Reaktoren zur thermischen Abfallbehandlung. EF Verlag für Energie- und Umwelttechnik. Berlin. 1992

- [GRUB93] Gruber, T.: Vorgänge bei der Verbrennung von Hausmüll auf dem Rost. Dissertation. TU Berlin. 1993
- [GUMZ62] Gumz, W.: Kurzes Handbuch der Brennstoff- und Feuerungstechnik. Springer-Verlag. Berlin. 1962
- [HAJA82] Hajaligol, M.R.; Howard, J.B.; Longwell, J.P.; Peters, W. A.: Product Compositions and Kinetics for rapid Pyrolysis of Cellulose. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 21(1982). S. 457-465
- [HÄMM83] Hämmerli, H.: Grundlagen zur Berechnung von Müllfeuerungen. Schweizer Ingenieur und Architekt 101(1983)19
- [HANN98] Hannes, J.; Renz, U.; Bleek, C. M.: Mathematische Modellierung von zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen industriellen Maßstabs. VGB Kraftwerkstechnik 78(1998)2
- [HAUT81] Hautman, D.J.; Dryer, F.L.; Schug, K.P.; Glassman, I.: A Multiple-step Overall Kinetic Mechanism for the Oxidation of Hydrocarbons. Combustion Science and Technology 25(1981). S. 219-235
- [HILL96] Hiller, W.; Neunkirchen, B.; Wintrich, F.: Überprüfung einer Müllfeuerung mit innovativer Messtechnik – auch ein Weg zur Simulationskontrolle. Müll und Abfall 28(1996)12
- [HORC85] Horch, K.; Christmann, A.: Primär-Maßnahmen zur Minimierung von Schadstoffen aus Müllverbrennungsanlagen, in: Thomé-Kozmiensky, K. J. (Hrsg.): Müllverbrennung und Umwelt. EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH. Berlin. 1985
- [HUNS99] Hunsinger, H.; Jay, K.; Vehlow, J.; Seifert, H.: Investigations on the Combustion of Various Fractions Inside a Grate Furnace. Konferenz-Einzelbericht: 7th Annual North American Waste-to-Energy Conference, Proceedings, Tampa. USA, May 17.-19. 1999
- [HUNS00-1] Hunsinger, H.; Vehlow, J.; Frey, H.H.; Peters, B.; Schulenberg, B.: Betriebsverhalten einer Versuchsanlage zur Müllverbrennung bei verschiedenen Luft-Brennstoff-Verhältnissen. Konferenz-Einzelbericht: 32. Kraftwerkstechnisches Kolloquium. Nutzung schwieriger Brennstoffe in Kraftwerken, Beitragsmanuskripte I. Band 1.Dresden. 24.-25. Okt. 2000.
- [HUNS00-2] Hunsinger, H.; Jay, K.; Peters, B.: Experimentelle Untersuchungen und numerische Simulation des Verbrennungsprozesses auf dem Rost. NACHRICHTEN - Forschungszentrum Karlsruhe 32(2000)3
- [JAWO93] Jaworski, T.; Wandrasz, J.: Mathematische Modellierung von Feuerungsräumen in Anlagen zur Verbrennung kommunaler Abfälle. VDI-Berichte 1090. Verbrennung und Feuerung - 16. Deutscher Flammentag. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1993
- [JAWO95] Jaworski, T.; Wandrasz, J. W.: Mathematische Modellierung der Temperaturverteilung in brennenden Abfallschichten auf dem Rost. VDI-Berichte 1182. Fortschrittliche Energieumwandlung und -anwendung. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1995
- [JAWO00] Jaworski, T.; Wandrasz, J. W.: Mathematische Modellierung des Verbrennungsprozesses in der Abfallschicht auf dem Wanderrost des Kessels. VDI Bericht Nr. 1540: Weges des Abfalls. VDI-GET. VDI-Verlag. Düsseldorf. 2000
- [JØRG98] Jørgensen, K.; Madsen, O.H.: Modern Control Systems for MSW Plants. Konferenz-Einzelbeitrag. Ansaldo-Vølund. 1998
- [KÄMP97] Kämper, K.: Modellierung der Verbrennung von Abfällen auf dem Rost. Diplomarbeit. Lehrstuhl für Thermische Verfahrenstechnik. Fachbereich Chemietechnik. Universität Dortmund, durchgeführt am Institut UMSICHT e.V. 1997

- [KELD98] Keldenich, K.: Persönliche Auskünfte. Fraunhofer UMSICHT. Oberhausen. 1998
- [KIM96] Kim, S.; Shin, D.; Choi, S.: Comparative Evaluation of Municipal Solid Waste Incinerator Designs by Flow Simulation. Combustion And Flame 106(1996). S. 241-251
- [KLAS98-1] Klasen, T.; Görner, K.: Simulation und Optimierung einer Müllverbrennungsanlage. VDI Bericht Nr. 1390: Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1998
- [KLAS98-2] Klasen, T.; Görner, K.: Simulation und Optimierung von Müllverbrennungsanlagen. VGB-Konferenz Forschung für die Kraftwerkstechnik. Essen. 11.-12.02.1998
- [KLAS98-3] Klasen, T.; Görner, K.: Optimierung einer thermischen Entsorgungsanlage. Fluent User Treffen. Darmstadt. 1998
- [KLAS99] Klasen, T.; Görner, K.: Numerical Calculation and Optimization of a Large Municipal Solid Waste Incinerator plant. 2nd International Symposium on Incineration and Flue Gas Treatment Technologies. University of Sheffield. 4.-6. Juli 1999
- [KLAS00-1] Klasen, T.; Görner, K.: Optimierung von Feuerungsverfahren und Feuerungen zum Einsatz von heizwertreichen Abfallfraktionen durch CFD-Simulation. VDI-Seminar: Energetische Verwertung von Abfällen. Mannheim. 28.-29.6.2000
- [KLAS00-2] Klasen, T.; Görner, K.: Einfluss von Feuerraumgeometrie und Wandmaterial auf den Verbrennungsprozess sowie Vorhersage von gefährdeten Gebieten innerhalb einer MVA. VGB-Konferenz Thermische Abfallverwertung 2000. Essen. 20.-21. November 2000
- [KOLB03] Kolb, T.; Merz, D.; Bleckwehl, S.; Leibold, H.; Seifert, H.: Detaillierte Untersuchungen zur Beschreibung des Zusammenhangs zwischen Freisetzung von N-Spezies aus dem Gutbett und Verbrennungsführung einer Rostofenanlage. Verbrennung und Feuerung. Tagung: 21. Deutscher Flammentag. VDI-Bericht Nr. 1750. Cottbus 09./10. September 2003
- [KORA03] Koralewska, R.: Persönliche Auskünfte. Martin GmbH für Umwelt- und Energietechnik. München. 2003
- [KRIS78] Krischer, O.; Kast, W.: Die wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungstechnik. Springer-Verlag. Berlin. 1978
- [KRÜL98-1] Krüll, F.; Kremer, H.; Wirtz, S.: Feuerraumsimulation einer Müllverbrennungsanlage bei gleichzeitiger Simulation der Verbrennung auf dem Rost. VDI Bericht Nr. 1390: Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1998
- [KRÜL98-2] Krüll, F.; Kremer, H.; Wirtz, S.: Abbrandmodell einer Müllrostfeuerung für eine vollständige Feuerraumsimulation: DGMK-Tagungsbericht 9802: Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und nachwachsenden Rohstoffen. DGMK-Fachbereichstagung. Velen. 1998
- [KRÜL00] Krüll, F.; Kremer, H.; Wirtz, S.; Möllenhof, H.: Numerische Strömungssimulation zur Optimierung der Müllrostfeuerung bei unterschiedlichen Kessellasten. VDI-Berichte 1534 Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 2000
- [KRÜL01] Krüll, F.: Verfahren zur numerische Simulation von Müllrostfeuerungen. Dissertation. Fakultät für Maschinenbau. Ruhr-Universität Bochum. 2001

- [KÜNS87] Künstler, H.: Vergasungs- und Verbrennungsablauf und daraus resultierende Konsequenzen für die Feuerführung. in: Thomé-Kozmiensky, K. J. Müllverbrennung und Umwelt 2. EF-Verlag. Berlin. 1987
- [Kuo94] Kuo, J.T.: Estimation of Burning Rates in Solid Waste Combustion Furnace. National Waste Processing Conference Proceedings ASME. Boston, USA. 1994
- [Kuo96] Kuo, J.T.: System Simulation and Control of Batch-Fed Solid Waste Incinerators Transactions of the ASME 118(1996)9
- [LAUN74] Launder, B.E.; Spalding, D.B.: The Numerical Computation of Turbulent Flows. Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering 3(1974). S. 269-289
- [LEIB01] Leibold, H.; Hunsinger, H.; Seifert, H.; Rückert, F. U.; Schnell, U.; Hein, K. R. G.; Peters, B.; Krebs, L.: Neugestaltung des Feuerraums einer halbtechnischen Hausmüllverbrennungsanlage zur primärseitigen Schadstoffminimierung. VDI-Berichte 1629 »Verbrennung und Feuerungen - 20. Deutscher Flammentag«. VDI-Verlag. Düsseldorf. 2001
- [LEUC79] Leuckel, W.; Römer, R.: Schadstoffe aus Verbrennungsprozessen. VDI-Berichte 346. Verbrennung und Feuerung - 9. Deutscher Flammentag. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1979
- [LEVE62] Levenspiel, O.: Chemical Reaction Engineering. John Wiley&Sons. New York. 1962
- [LEVY70] Levy, A.; Merryman, E.L.; Reid, W.: Mechanisms of Formation of Sulfur Oxides in Combustion. Environment Science and Technology 4(1970)8
- [LEYE33] Leye, A.: Die Verbrennung auf dem Rost (Beitrag zur Kritik des Verbrennungsvorgangs in glühenden Brennstoffschichten). Dissertation TH Berlin. 1933
- [LIEB99] Liebig, D.; Modigell, M.: Modellierung und Simulation des Abfallverbrennungsprozesses. GVC-Fachausschußsitzung "Abfallbehandlung". Freiberg/Sachsen. 7./8. Mai 2001
- [MADS99] Madsen, O.H.: Ansaldo Volund A/S : Modern Design of Incinerator Technology. Symposium Waste to Energy: The latest technical developments. Malmö, Schweden. 30.9-1.10.1999
- [MALE93] Malek, C.; Scholz, R.; Jeschar, R.: Vereinfachte Modellierung der Stickstoffoxidbildung unter gleichzeitiger Berücksichtigung des Ausbrandes bei einer Staubfeuerung. VDI-Berichte Nr. 1090. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1993
- [MART87] Martin, Johannes J. E.: Moderne Abfallverbrennung. in: Thomé-Kozmiensky, Karl J.: Müllverbrennung und Umwelt 2. EF-Verlag für Energie- und Umwelttechnik GmbH. Berlin. 1987
- [MART92] Martin, Johannes J. E.: Moderne Abfallverbrennung nach dem MARTIN-SYSTEM. Sonderdruck 4.92/2500. MARTIN GmbH für Umwelt- und Energietechnik. München. 1992
- [MART93] Martin, J.; Busch, M.; Rampp, F.: Entwicklung von Verfahren zur primärseitigen Schadstoffreduzierung. Sonderdruck 5.93/1000; MARTIN GmbH für Umwelt- und Energietechnik. München. 1993
- [MART03] Horn, J.; Gohlke, O.: Persönliche Auskünfte. Martin GmbH für Umwelt- und Energietechnik. München. 2003
- [MEIE35] Meier, W.: Untersuchungen über die Verbrennungsvorgänge bei Verfeuerung oberbayrischer Pechkohlen in der Wanderrostfeuerung. Dissertation TH München. 1935

- [MERS80] Mersmann, A.: Thermische Verfahrenstechnik – Grundlagen und Methoden. Springer Verlag. Berlin. 1980
- [MERZ87] Merz, A.; Dittrich, H.; Kahanek, P.: Konzeption einer Rohgasdauerbeprobung zur Beurteilung und Optimierung eines Müllverbrennungsprozesses. in: Thomé-Kozmiensky, K. J. (Herausgeber). Müllverbrennung und Umwelt 2. EF-Verlag. Berlin. 1987
- [MERZ95] Merz, A.; Hunsinger, A.; Vogg, H.; Heinz, G.: Korrelation zwischen Feuerführung und Verbrennungsergebnissen bei der thermischen Abfallbehandlung auf Rostsystemen. VDI-Bildungswerk BW 43-50-09. Seminar: Stand herstellerorientierter Feuerungs-, Verbrennungs- und Vergasungstechniken für emissionsarme, reststofforientierte Prozess- und Industriefeuerungen sowie Restabfallverbrennungsanlagen. München. 4./5. Mai 1995
- [MEYE97] Meyer, B.: Grundlagen der Vergasung von Abfällen. VDI-Seminar 20.-21.3.1997
- [MITT91] Mittag, K.; Dittrich, H.G.: Untersuchungen zum stationären und dynamischen Verhalten der Feuerung an der Versuchsanlage zur Müllverbrennung TAMARA. Kernforschungszentrum Karlsruhe. KfK-Berichte 4923. Karlsruhe. 1991
- [MÜLL86] Müller, H.: Verbrennungs- und Emissionsverhalten von Rückstandsbrennstoffen in dezentralen Kleinverbrennungsanlagen. Dissertation TU Berlin. 1986
- [NASS91] Nasserzadeh, V.; Swithenbank, J.; Scott, D.; Jones B.: Design Optimization of a Large Municipal Waste Incinerator. Waste Management 11(1991). S. 249-261
- [NASS93] Nasserzadeh, V.; Swithenbank, J.; Jones, B.: Performance of a Large Incinerator. Combustion Science and Technologie 92(1993). S. 390-426
- [NASS94] Nasserzadeh, V.; Swithenbank, J.; Scholfield, C.; Scott, D. W.; Loader, A.: Effects of High Speed Jets and Internal Baffles on the Gas Residence Times in Large Municipal Incinerators. Environmental Progress 13(1994)2
- [NASS95] Nasserzadeh, V.; Swithenbank, J.; Lawrence, D.; Garrod, N. P.: Emission Testing and Design Optimization of the Sheffield Clinical Incinerator Plant. Trans IChemE 73(1995) Part B. S. 212-222
- [NASS97] Swithenbank, J.; Nasserzadeh, D.; Jones, B.; Lawrence, D.; Ewan, B.C.R.; Delay, I.: Research Investigations at the Municipal and Clinical Waste Incinerators in Sheffield, UK. Environmental Progress 16(1997)1
- [NOEL00] Offenlegungsschrift DE 100 12 895 A1. Verbrennungsverfahren für Brennstoffe beliebiger Art mittels einer Rostfeuerung. Noell-KRC Energie- und Umwelttechnik, Schkeuditz. 2000
- [NOLL92] Noll, B. E.: Möglichkeiten und Grenzen der numerischen Beschreibung von Strömungen in hochbelasteten Brennräumen. Lehrstuhl und Institut für Thermische Strömungsmaschinen. Universität Karlsruhe. 1992
- [NUNN85] Nunn, T.R.; Howard, J.B.; Longwell, J.P.; Peters, W.A.: Product Compositions and Kinetics in the rapid Pyrolysis of milled Wood Lignin. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 24(1985). S. 844-852
- [OLBR70] Olbrich, W. E.: A Two Phase Diffusional Model to describe Heat Transfer Processes in a Non-Adiabatic Packed Tubular Bed. Chemeca '70 Conference Proceedings. Melbourne, Sydney, Australien. 19.-26. August 1970
- [PETE65] Peters, W.; Jüntgen, H.: Die Diffusion als beherrschender Vorgang bei technischen Reaktionen an Kohle und Koks (II). Brennstoff-Chemie 46(1965)6

- [PETE94] Peters, B.: A Model for Numerical Simulation of Devolatilization and Combustion of Waste Material in Packed Beds. Kernforschungszentrum Karlsruhe GmbH. Institut für Angewandte Thermo- und Fluidodynamik. Karlsruhe. 1994
- [PETE95] Peters, B. ; Krebs, L. ; Frey, M.: Numerische Simulation einer Müllverbrennungsanlage VDI Berichte Nr. 1193. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1995
- [PETE98] Peters, B. ; Krebs, L. ; Frey, H.: Untersuchung der Mischung und der Verweilzeit verschiedener Stoffströme in einer Nachbrennkammer . VDI Bericht Nr. 1390: Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1998
- [PLAT96] Platzer, B.: Basismodelle für Reaktoren – eine kritische Bilanz. Chemie Ingenieur Technik 68(1996)11
- [RAMP94] Rampp, F. X.; Behnke, S.; M.; Martin, J.J.E.: Martin GmbH für Umwelt- und Energietechnik: Verbesserungen der Schlackequalität durch Primärmaßnahmen nach dem System Martin. Firmenmanuskript. München. 1994
- [RASC74] Rasch, R.: Müllentgasung und –vergasung. Aufbereitungstechnik 25(1974)12
- [RAUP91] Raupenstrauch, H.: Ein Beitrag zur Computersimulation reagierender Schüttschichten. Dissertation. TU Graz (Österreich). 1991
- [RAVI92] Ravichandran, M. ; Gouldin, F. C.: Numerical Simulation of Incinerator Overfire Mixing. Combustion Science and Technology. 85(1992). S. 165-185
- [REEC91] Reeck, G.; Schröder, W.; Schetter, G.: Zukunftsorientierte Abfallverbrennung in der MVA Ludwigshafen. Müll und Abfall 23(1991)10
- [REIM88] Reimann, D. O.: Schwermetalle und anorganische Schadstoffe im Hausmüll mit ihrer Verteilung auf die feste und gasförmige Phase, VGB Kraftwerkstechnik 68(1988)8
- [REIM92] Reimann, D. O.; Hämmerli-Wirth, H.: Verbrennungstechniken Bedarf - Entwicklung - Berechnung – Optimierung. Teil I: AbfallwirtschaftsJournal 4(1992)8. Teil II: AbfallwirtschaftsJournal 4(1992)12
- [REIM93] Reimann, D. O.: Zeitgemäße Abfallverbrennung. Stand der Technik – Möglichkeiten – Grenzen. Schriftenreihe: Umweltschutz. Bamberg. 1993
- [REIM95] Reimann, D. O.; Hämmerli, H.: Verbrennungstechnik für Abfälle in Theorie und Praxis. Schriftenreihe: Umweltschutz. Bamberg. 1995
- [REIM95] Reimann, D.O.: Beeinflussbarkeit feuerungsabhängiger Emissionen. VDI Seminar. Feuerungs-, Verbrennungs-, Vergasungstechniken. München. 1995
- [RICC98] Riccius, O. ; Chapman, P. J.: CFD- Einsatz für Müllverbrennungsanlagen. VDI Berichte 1390. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1998
- [RICC99] Riccius, O. ; Walther, A. ; Stoffel, B.: Design Of Waste Incinerators Utilising CFD. 2nd International Symposium on Incineration and Flue Gas Treatment Technologies, University of Sheffield, UK. 4.-6. Juli 1999
- [ROGE72] Rogers, J.E.L.; Sarofim, A.F.; Howard, J.B.: Effect of Underfeed Air Rate on a Burning Simulated Refuse Bed. Proceedings National Incinerator Conference. New York. 1972
- [ROGE74] Rogers, J.E.L.; Sarofim, A.F.; Howard, J.B.; Williams, G.C.; Fine, D.H.: Combustion Characteristics of Simulated and Shredded Refuse. 15th Symposium (Int.) on Combustion. The Combustion Institute. Tokyo, Japan. 1974

- [ROS135] Rosin, P.; Kayser, H.-G.; Fehling, R.: Die Zündung fester Brennstoffe auf dem Rost. Untersuchungen über das Zündverhalten. Berichte der Technisch-Wirtschaftlichen Sachverständigenausschüsse des Reichskohlerats Bericht D 51. Berlin. 1935
- [ROVA94] Rovaglio, M.; Manca, D.; Biardi, G.; Falcon, J.: Dynamic Modelling of Water Incineration Systems: A Start Up Procedure. Computers Chem. Engng 18 (1994). S. 361-368
- [ROVA96] Rovaglio, M.; Manca, D.; Pazzaglia, G.; Serafini, G.: Inverse Response Compensation for the Optimal Control of Municipal Incineration Plants: Model Synthesis and Experimental Validation. Computers chem. Engng. 20(1996). S. 1461-1467
- [RÜCK00] Rückert, F.; Schnell, U.; Hein, K. R. G.; Peters, B.; Krebs, L.; Hunsinger, H.: Simulation verschiedener Feuerungsprinzipien einer Rostfeuerungsanlage. VDI-Berichte 1534 Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 2000
- [RUPP02] Ruppert, H.; Henrich, E.; Seifert, H.: Modellierung der Schüttgutverbrennung im Drehrohr. 13. DVV Kolloquium; Thermische Verfahren der Abfallbehandlung – Entwicklungen, Optimierungen, Bewertungen. Weimar. 23./24. September 2002
- [RYU02] Ryu, C.; Shin, D.; Choi, S.: Combined Simulation of Combustion and Gas Flow in a Grate Type Incinerator. Journal of the Air and Waste Management Association 52(2002)2
- [SAAS88] Saastamoinen, J.; Richard, J.: Drying, Pyrolysis and Combustion of Biomass Particles. in: Bridgwater, A.V.; Kluster, J.L.: Research in Thermochemical Biomass Conversion. Elsevier Applied Science. London. 1988
- [SCHA86] Schatz, U.: Empfehlungen zum Bau optimaler Eckrohr-Müllkessel. Brennstoff Wärme Kraft 38(1986)3
- [SCHÄ95] Schäfers, W.; Lux, P.: Betriebserfahrungen mit den Müllverbrennungsanlagen Borsigstraße und Burgkirchen. BWK/TÜ/UMWELT-SPECIAL 10/1995
- [SCHA99] Schatz, U.: Kooperation von Betreiber und Konstrukteur führt zur effektiven Auslegung von Eckrohr-Müllkesseln. VGB Kraftwerkstechnik 79(1999)11
- [SCHE85] Schetter, G.: Simulation von Feuerräumen in Müllverbrennungsanlagen. Brennstoff Wärme Kraft 37(1985)11
- [SCHE90] Schetter, G.; Christmann, A.; Trumpf, R.; Wurz, D.; Noll, B.; Schepp, P.: Systemoptimierung der Hochtemperaturbehandlung von Sonderabfällen durch Einbeziehung strömungstechnischer Modelluntersuchungen. in: Faulstich, M.: Rückstände aus der Müllverbrennung. EF-Verlag. Berlin. 1990
- [SCHM00] Schmidt, C.: Modellierung der thermischen und reaktionskinetischen Vorgänge bei der Abfallverbrennung auf dem Rost. Diplomarbeit. Lehrstuhl für Umwelttechnik, Fachbereich Lebensmitteltechnologie/Biotechnologie/Verfahrens- und Umwelttechnik, Hochschule Anhalt, durchgeführt am Fraunhofer Institut UMSICHT. 2000
- [SCHM99] Schmidt, U.; Nasserzadeh, V.; Swithenbank, J.: Design, Operation and Management of Waste Incinerator Plants. Journal of Process Safety & Environmental Protection 12(1999)7
- [SCHO01] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.: Abfallbehandlung in thermischen Verfahren. Verbrennung, Vergasung, Pyrolyse, Verfahrens- und Anlagenkonzepte. B. G. Teubner. Stuttgart, Leipzig, Wiesbaden. 2001

- [SCH091] Scholz, R.; Beckmann, M.; Schulenburg, F.: Möglichkeiten der Verbrennungsführung bei Restmüll in Rostfeuerungsanlagen. Müllverbrennung und Entsorgung. Tagung: Prozeßführung und Verfahrenstechnik der Müllverbrennung. VDI-Bericht Nr. 895. Essen 18./19. Juni 1991
- [SCH092] Scholz, R.; Beckmann, M.; Horn, J.; Busch, M.: Thermische Behandlung von stückigen Rückständen. BWK/TÜ/UMWELT-SPECIAL 1992
- [SCHU94] Schumacher, F.; Meichelbock, H.; Merz, A.; Vogg, H.: Entwicklung und Inbetriebnahme eines Laborofens zum Studium der Verbrennung von Reststoffen auf Rostsystemen. VDI-GVC Symposium Abfallwirtschaft. Würzburg. 1994
- [SEGH00] N.N.: SEGHERSmulti-stage grate. Firmenschrift Seghers Better technology group. Willebroek, Belgien. 2000
- [SEIF00] Seifert, H.; Merz, A.: Optimierung des Abfallverbrennungsprozesses an der Rostfeuerungsanlage TAMARA. VGB Kraftwerkstechnik 80(2000)8
- [SHIN00] Shin, D.; Choi, S.: The Combustion of Simulated Waste Particles in a Fixed Bed. Combustion and Flame 121(2000). S. 167-180
- [SHIN98] Shin, D. ; Ryu, C. K. ; Choi, S.: Computational Fluid Dynamics Evaluation of Good Combustion Performance in Waste Incinerators. Journal of the Air & Waste Management Association. 48(1998)4
- [SORU01] Sorum, L.; Sreiber, O.; Glarborg, P.; Jensen, A.; Dam-Johansen, K.: Formation of NO From Combustion of Volatiles from Municipal Solid Wastes. Combustion and Flame 123(2001)1-2
- [SOTI84] Sotirchos, S. V.; Amundsen, N. R.: Dynamic Behaviour of a Porous Char Particle Burning in an Oxygen-Containing Environment. Part I: Constant Particle Radius. Part II: Transient Analysis of a Shrinking Particle. AIChE Journal 30(1984)4
- [SPEC93] Specht, E.: Kinetik von Abbaureaktionen. Habilitation. TU Clausthal. 1993
- [SPEC95] Specht, E.; Giese, A.; Jeschar, R.: Einfluß von Größe, spezifischer Oberfläche und Temperatur auf die Abbrandgeschwindigkeit von Kokspartikeln. VDI-Berichte Nr. 1193. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1995
- [STAU98] Staudt, M.; Renz, U.: Modellierung und numerische Berechnung des gekoppelten Wärme- und Stoffaustauschs zwischen Brennstoff und Verbrennungsluft bei der Rostfeuerung. GVC-Fachausschüsse Energieverfahrenstechnik und Gasreinigung. Würzburg. April.1998
- [STEIN95] Fa. L.&C. Steinmüller: Optimierung des Verbrennungsprozesses in Müllverbrennungsanlagen im Hinblick auf die Verminderung von PCDDs und PCDFs. Abschlussbericht Forschungs- und Entwicklungsvorhaben, gefördert durch das Bundesministerium für Forschung und Technologie, Förderkennzeichen 14 80 633 J3. 1995
- [STEP90] Stephan, K.: Zum Einfluss einer genaueren Strömungsmodellierung auf die Beschreibung von Festbettreaktoren. Chemie Ingenieur Technik.62(1990)10
- [STOF99] Stoffel, B.; Rüegg, H.: Primäre NOx Minderung bei Hausmüll Rostfeuerungsanlagen durch Optimierung der Verbrennungsführung. VDI Berichte. Nr. 1492. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1999
- [TANN34] Tanner, E.: Der Temperaturverlauf im Brennstoffbett und im Rost bei der Verbrennung von Steinkohle. Berichte der Technisch-Wissenschaftlichen Sachverständigenausschüsse des Reichskohlenrates. Bericht D 60. Essen. 1934

- [TEICH98] Teichmann, O.; Funk, G.; Krumm, W.: Der Beitrag mathematischer Modelle zum Verständnis thermischer Verfahren der Restmüllbehandlung. VDI Bericht Nr. 1390: Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1998
- [THOM94] Thomé-Kozmiensky, K. J.: Thermische Abfallbehandlung. EF-Verlag. Berlin. 1994
- [TRUB75] Truß, H. W.: Stoff- und Wärmebilanz der Verbrennung, in: Müllhandbuch, Kapitel 7040. Schmidt Verlag. Berlin. 1975
- [TU34] Tu, C.M.; Davis, H.; Hottel, H.C.: Combustion Rate of Carbon. Industrial Engineering Chemistry 26(1934)7
- [UIHL01] Uihlein, T.: Möglichkeiten und Grenzen von wassergekühlten Rosten in Hausmüllverbrennungsanlagen. 6. Fachtagung Thermischer Abfallbehandlung. München. 18.-20. Juni 2001
- [URBA87] Urban, A. I.: Verweilzeiten in Müllverbrennungsanlagen. in: Thomé-Kozmiensky, K. J. Müllverbrennung und Umwelt 2. EF-Verlag. Berlin. 1987
- [VANK02] van Kessel, R.; Leskens, M.: Model Based Optimization of MSWC Process Control. 13. DVV Kolloquium; Thermische Verfahren der Abfallbehandlung – Entwicklungen, Optimierungen, Bewertungen. Weimar. 23./24. September 2002
- [VANK95] van Kessel, L. B. M.; Brem, G.: A Dynamic Model of a Municipal Solid Waste Incinerator (as a Tool for Process Optimization and Operation Training). VDI-Berichte 1193. Verbrennung und Feuerung. 17. Deutscher Flammentag. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1995
- [VDIW94] VDI-Wärmeatlas. 7. Auflage. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1994
- [VOGG84] Vogg, H.: Verhalten von (Schwer-)Metallen bei der Verbrennung kommunaler Abfälle. Chemie Ingenieur Technik 56(1984)10
- [VOND94] Vonderbank, R.S.; Schiewer, S.: Modellierung des Kohlenstaubabbrandes unter Berücksichtigung physikalischer Eigenschaften. Brennstoff Wärme Kraft 46(1994)5
- [VOND96] Vonderbank, R.S.: CFD-Simulation der Kohleverbrennung in Großfeuerungsanlagen. Brennstoff Wärme Kraft 48(1996)9, Brennstoff Wärme Kraft 48(1996)10
- [WAND90] Wandrasz, J. W.; Jaworski, T.: Mathematische Modellierung von Feuerungsräumen in Anlagen zur Verbrennung fester Abfälle. in: Faulstich, M.: Rückstände aus der Müllverbrennung. EF-Verlag. Berlin. 1990
- [WARN93] Warnatz, J.; Maas, U.: Technische Verbrennung - Physikalisch-Chemische Grundlagen, Modellbildung, Schadstoffentstehung. Springer-Verlag. Berlin. 1993
- [WARN02] Warnecke, R.; Reindorf, T.; Koralewska, R.: Modell für die Beschreibung instationärer Vorgänge auf Rosten für die Abfallverbrennung. 7. Fachtagung Thermische Abfallbehandlung. Berlin. 05.-07. März 2002
- [WIED00] Wiederkehr, M.; Baumann, O.: Feuerungselemente und Service Leistungen aus der Sicht der Firma Von Roll. Firmenschrift Von Roll AG. Schweiz. 2000
- [WIES99] Wiese, C.; Busch, M.: Verweilzeitverhalten von Feststoffen in Rostsystemen. VGB-Tagung Thermische Abfallbehandlung. Rosenheim. 1999
- [WILL88] Williams, J.D. ; Becker, A.R. ; Girovich, M.J.: 3-D Flow Modelling of a Hazardous Waste Incinerator. JAPCA 38(1988)8

- [WOCH98] Wochele, J.: Labor-Simulierung des Festbettes von Müllverbrennungsanlagen aufgrund der Ähnlichkeitsgesetze. VDI Bericht Nr. 1390: Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 1998
- [WOCH98] Wochele, J.; Stucki, S.: Ähnlichkeitsgesetze zum Rohrofen als Modell des Festbetts einer Müllverbrennungsanlage. Chemie Ingenieur Technik 70(1998)12
- [WOCH99] Wochele, J.; Stucki, S.: Similarity Laws for the Tubular Furnace as a Model of a Fixed-Bed Waste Incinerator. Chemical Engineering Technology 22(1999)3
- [WOLF00] Wolf, C.; Cremer, I.; Hiller, R.: Strömungssimulation von Müllverbrennungsanlagen in Teillastbereichen. VDI-Berichte 1534 Modellierung und Simulation von Dampferzeugern und Feuerungen. VDI-Verlag. Düsseldorf. 2000
- [WOLF03] Wolf, C.; Koralewska, R.: Anwendungsorientierte Modellierung der Verbrennungsvorgänge auf Rostsystemen in MVA. VDI-Berichte 1750. Verbrennung und Feuerungen 21. Deutscher Flammentag. VDI-Verlag. Düsseldorf. 2003
- [WOLF95] Wolf, C.: Ökonomische Analyse thermischer Abfallbehandlungsanlagen. Diplomarbeit. Lehrstuhl für Thermische Verfahrenstechnik, Fachbereich Chemietechnik, Universität Dortmund, durchgeführt am Institut UMSICHT e.V. 1995
- [WOLF98] Wolf, C.; Cremer, I.; Beckmann, R.; Hiller, R.: Einsatz der Strömungsmodellierung zur Optimierung von Feuerräumen. VDI-GVC Seminar Abfallbehandlung. Hamburg. 1998
- [YANG99] Yang, Y. B.; Sharifi, V. N.; Goh, Y. R.; Siwthenbank, J.: The Fluid Dynamic Incinerator Code (FLIC) for Modelling Incinerator Bed Combustion. User's Manual. Sheffield University Waste Incineration Centre. Sheffield, England. 1999